

TRANSFERÊNCIA DE CALOR MISTURA-PAREDE EM
LEITOS FLUIDIZADOS RECIRCULANTES

UNIVERSIDADE ESTADUAL DE CAMPINAS
FACULDADE DE ENGENHARIA DE CAMPINAS
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA QUÍMICA

TRANSFERÊNCIA DE CALOR MISTURA-PAREDE EM
LEITOS FLUIDIZADOS RECIRCULANTES

Autor : Daniel Tostes Oliveira

Orientador : Cesar Costapinto Santana

Tese submetida à Comissão de Pós-graduação da
Faculdade de Engenharia de Campinas - UNICAMP
como parte dos requisitos necessários para
obtenção do Grau de "MESTRE EM ENGENHARIA
QUÍMICA"

*Este exemplar corresponde à redação final da Tese defendida
por Daniel Tostes de Oliveira e aprovada pela Comissão
Julgadora em 24/07/86*
Cesar Santana

Campinas - SP - Brasil

julho de 1986

U N I C A M P
BIBLIOTECA CENTRAL

Aos meus pais pelo carinho

À Mariza pela compreensão, apoio
e incentivo

AGRADECIMENTOS

Ao Professor Doutor Cesar Costapinto Santana, o meu mais sincero agradecimento pela sua valiosa e dedicada orientação e contínuo auxílio para o desenvolvimento do presente trabalho.

Ao Professor e amigo Carlos Alberto Jorge, pela ajuda na revisão ortográfica do presente trabalho.

A Margarida Seixas Maia e Odette Ropello pelo excelente trabalho de datilografia .

Ao Wilton Furquim pela elaboração das figuras que compõem o trabalho.

Ao José Roberto Rosa pelo auxílio na montagem experimental .

A Universidade Federal de Uberlândia - Departamento de Engenharia Química, pelo apoio.

A CAPES Coordenação de Aperfeiçoamento de Pessoal de Nível Superior, pela ajuda na forma da bolsa concedida.

Ao FINEC/Banco do Brasil e à FAPESP pelo auxílio financeiro para a construção da montagem experimental.

A todos os colegas da pós-graduação, companheiros dedicados na luta do dia a dia.

Aos professores e funcionários do DEQ/UNICAMP pela amizade.

A todos que direta ou indiretamente contribuíram para que a realização deste trabalho se tornasse possível.

RESUMO

Neste trabalho foi analisada a influência da concentração, natureza e tamanho das partículas na determinação do coeficiente de calor convectivo entre misturas gás-sólido e paredes aquecidas em leitos fluidizados com altas velocidades do ar e recirculação das partículas sólidas.

O conjunto dos resultados experimentais conduziu a uma correlação adimensional para previsão do número de Nusselt em função da concentração volumétrica de sólidos, número de Reynolds das partículas e de propriedades físicas e de transporte dos sólidos e do ar.

Em virtude da faixa de concentração de sólidos estudada se situar entre as regiões do leito fluidizado comum e do transporte pneumático, e para efeito do âmbito de validade da correlação desenvolvida, seu desempenho foi comparado com outras de ampla aceitação da literatura, válidos para o leito fluidizado borbulhante e para o transporte pneumático em fase diluída.

Paralelamente, foram encontrados outros parâmetros, para a correlação do coeficiente de transferência de calor, a partir de diferentes métodos numéricos como os de Regressão Não Linear, visando criar alternativas para a análise dos coeficientes obtidos.

ABSTRACT

This work involved the analysis of the influence of volumetric concentration, nature and size of solid particles on determining the convective heat transfer coefficient between solid-gas mixtures and heated walls in fluidized beds with high air velocities and solids recirculation.

The experimental results led to a correlation for predicting Nusselt Number as a function of solids volumetric concentration, Reynolds Number based on the particle and physical and transport properties of solids and air.

Since the range of solids concentration studied was between the fluidized bed and pneumatic conveying regions, and for the scope of validity of the correlation developed here, other published correlations for bubbling fluidized bed and pneumatic conveying in diluted phase were used and allowed the verification of the correlation of this work.

Parallel to these studies other parameters were encountered to correlate the heat transfer coefficient using numerical methods, like the non Linear Regression, in order to create alternative ways of analysing the coefficients obtained.

ÍNDICE GERAL

	<u>Página</u>
CAPÍTULO I - Introdução - - - - -	1
I.1 - Motivação à pesquisa - - - - -	2
I.2 - Objetivos deste trabalho - - - - -	4
CAPÍTULO II - Revisão da literatura - - - - -	6
II.1 - Introdução - - - - -	7
II.1.1 - Modos de contato gás-sólido - - - - -	7
II.2 - Estudo da troca térmica parede-suspensão - - -	16
II.2.1 - Coeficiente de troca térmica parede.suspen são no leito fluidizado borbulhante - - - - -	16
II.2.1.1 - Modelos propostos para a descrição física do processo de troca térmica em leito flui dizado - - - - -	21
II.2.1.2 - Mecanismos básicos de transferência de ca lor próximo à superfície aquecida - - - - -	22
II.2.2 - Coeficiente de troca térmica parede-suspensão no arraste de sólidos - - - - -	32
CAPÍTULO III - Materiais e Métodos - - - - -	39
III.1 - Materiais utilizados - - - - -	40
III.2 - Caracterização dos sólidos - - - - -	40
III.2.1 - Esferas de vidro - - - - -	40
III.2.2 - Carvão - - - - -	43
III.3 - Outros materiais - - - - -	45
III.4 - Descrição do equipamento e método de medida -	46
III.5 - Operação do equipamento - - - - -	52

Página

CAPÍTULO IV - Cálculo das variáveis envolvidas e	
apresentação dos resultados - - - - -	62
IV.1 - Determinação da porosidade do sistema - - - - -	63
IV.1.1 - Determinação da porosidade no sistema ar-esfera	
de vidro - - - - -	63
IV.1.2 - Determinação da porosidade no sistema ar-partí	
culas de carvão - - - - -	65
IV.2 - Determinação do coeficiente de transferência de	
calor mistura-parede - - - - -	65
IV.3 - Resultados experimentais - - - - -	66
IV.3.1 - Resultados experimentais para leito fluidizado	
borbulhante - - - - -	66
IV.3.2 - Resultados experimentais para leito fluidizado	
recirculante - - - - -	69
IV.3.2.1 - Região de aquecimento na posição inferior do	
tubo de teste - - - - -	69
IV.3.2.2 - Região de aquecimento posicionada na parte	
superior do tubo de teste - - - - -	70
IV.4 - Apresentação dos resultados - - - - -	70
CAPÍTULO V - Correlacionamento dos dados para o coefi	
ciente de troca térmica parede-suspensão -	80
V.1 - Introdução - - - - -	81
V.2 - Análise dimensional da transferência de calor - -	82
V.2.1 - Correlação obtida a partir do método de Regres-	
são Linear Múltipla - - - - -	84
V.2.2 - Confronto entre os valores obtidos pela equação	
e os valores experimentais - - - - -	85

	<u>Página</u>
V.2.3 - Confronto entre os resultados obtidos e correlações da literatura - - - - -	90
V.2.4 - Correlações para h_{mp} obtidas a partir de métodos de Regressão Não Linear - - - - -	95
V.2.5 - Confronto dos resultados segundo os métodos de Regressão Linear Múltipla e Regressão Não Linear - - - - -	97
V.3 - Variação de h_{mp} com a posição axial da região de aquecimento - - - - -	102
V.4 - Interpretação do comportamento de h_{mp} em função de $\frac{W_s}{W_g}$ - - - - -	108
CAPÍTULO VI - Conclusões e Sugestões - - - - -	111
VI.1 - Conclusões - - - - -	112
VI.2 - Sugestões - - - - -	114
<u>ANEXOS</u>	116
Anexo A - Regressão Linear Múltipla - - - - -	117
Anexo B - Programa em linguagem BASIC para Regressão Linear Múltipla pelo método dos Mínimos Quadrados - - - - -	121
Anexo C - Regressão Não Linear pelo método de POWELL (Algoritmo SSQMIN) - - - - -	124
Anexo D - Regressão Não Linear pelo método de MARQUARDT (algoritmo BSOLVE) - - - - -	135
Anexo E - Programa BASIC Calcula.FOR - - - - -	143

	<u>Página</u>
Anexo F - Programa BASIC para o cálculo dos parâmetros adimensionais a serem usados na correlação proposta - - - - -	144
Anexo G - Programa BASIC para cálculo da velocidade terminal de partículas não esféricas com esfericidade conhecida - - - - -	145
NOMENCLATURA DAS VARIÁVEIS - - - - -	146
REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS - - - - -	149

CAPÍTULO I - INTRODUÇÃO

1.1 - MOTIVAÇÃO À PESQUISA

O fenômeno da fluidização é observado quando um leito de partículas sólidas entra em contato com um fluxo de fluido vertical ascendente, dentro de uma determinada faixa de vazões do respectivo fluido.

Pelo menos quatro regimes distintos de fluidização têm sido observados em sistemas gás-sólido, envolvendo partículas finas e granuladas. Em ordem decrescente de concentrações de sólidos estes quatro regimes podem ser assim classificados.

- 1 - o regime particulado ou de leito expandido situado entre a velocidade de mínima fluidização (U_{mf}) e a velocidade de mínimo borbulhamento (U_{mb});
- 2 - o regime de borbulhamento propriamente dito que delimita o denominado leito fluidizado borbulhante;
- 3 - o regime de fluidização rápida;
- 4 - o regime de fluxo em fase diluída.

O regime de fluidização rápida, objeto de estudo deste trabalho, foi primeiro observado por Lothar Reh¹ da Lurgi Chemic und Huttentechnik GmbH e tornou-se desde então, uma técnica de bastante sucesso em vários processos comerciais, tal como a calcinação de hidróxido de alumínio.

A fluidização rápida consiste em uma técnica de transporte de gás a alta velocidade, provocando um contato íntimo com sólidos finos em uma suspensão densa de partículas.

Observa-se neste regime que as velocidades relativas correspondentes são sensivelmente superiores à velocidade de queda livre das maiores partículas que se encontram no leito.

Estudos dinâmicos do escoamento gás-sólido concorrente ascendente vertical levando-se em conta a região de fase diluída e a região de leito fluidizado rápido foram efetuados por Scolin Mendes² visando a obter o ponto crítico característico da transição do escoamento em fase diluída para escoamento em fase densa com bolhas.

Com relação à troca de calor, verifica-se que o leito fluidizado rápido se caracteriza por apresentar altas taxas de transferência de calor (T.C) entre a suspensão gás-sólido e as paredes do leito, taxas estas comparáveis àsquelas do leito fluidizado borbulhante.

Decorrente desta característica, observa-se um alto valor para o coeficiente de T.C mistura-parede, que o torna várias vezes superior ao do fluido puro nas mesmas condições de fluxo.

Em virtude disso, várias são as aplicações industriais que em conta o fenômeno de troca térmica em leito fluidizado rápido, tais como:

- no projeto de combustores e caldeiras de leito fluidizado com tecnologia conhecida como de 2ª geração;
- nas plantas de craqueamento catalítico (FCC);
- nos sistemas de resfriamento de reatores químicos e nucleares, ou seja, em locais onde se necessita de uma rápida e

eficiente T.C.

I.2 - OBJETIVOS DESTE TRABALHO

Se o estudo do leito rápido ainda é pouco conhecido do ponto de vista dinâmico, com relação ao fenômeno de trocas térmicas, o assunto começou a ser explorado apenas recentemente. Os primeiros estudos referentes a T.C em um leito fluidizado rápido foram efetuados por Kiang et alii³ e mostraram ser o coeficiente de T.C bastante uniforme ao longo do leito, além de aumentar com o acréscimo da taxa de recirculação do material do leito. Suas conclusões, no entanto, obedecem a critérios que envolvem aspectos qualitativos em relação à influência da vazão de sólidos, carecendo o assunto de um tratamento que permita o cálculo do coeficiente de troca de calor, tendo em vista as variáveis dinâmicas e térmicas do processo e, em especial, a influência da concentração das partículas.

Dentre essas prerrogativas, podemos citar como objetivo básico deste trabalho a análise do leito fluidizado rápido em relação à T.C entre uma superfície aquecida e uma mistura gás-sólido, levando-se em conta a recirculação dos sólidos que constitui o material do leito. Nestas condições a superfície aquecida é representada pela parede interna do envoltório do leito.

A influência, sob o ponto de vista quantitativo, de alguns fatores sobre a T.C, tais como o tamanho das partículas, a razão de carga sólido-gás e a natureza das partículas

deverã ser observada para posterior tratamento analítico do fenômeno.

Pretende-se ainda a obtenção de uma correlação para o coeficiente de troca mistura-parede que considere a influência dos fatores acima citados, visando com isto a um melhor entendimento das variáveis dinâmicas e térmicas do sistema, gerando, assim, informações fundamentais para o projeto de equipamentos que envolvam trocas térmicas dentro das características acima citadas.

CAPÍTULO II - REVISÃO DA LITERATURA

II - INTRODUÇÃO

II.1 - MODOS DE CONTATO GÁS-SÓLIDO

Várias são as formas de contato existentes envolvendo uma fase gasosa e partículas sólidas, conforme pode-se observar pela Figura 2.1 que retrata um esquema figurativo dos vários tipos, numa revisão feita por Kunii⁴.

Uma análise quantitativa destes mesmos tipos de contato e válida para partículas finas (com diâmetro médio inferior a 0,50mm) pode ser observada na Figura 2.2 apresentada por Squires⁵, que caracteriza um diagrama ilustrativo dos regimes de fluidização, levando-se em conta a velocidade superficial do gás e a fração volumétrica de sólidos na mistura.

A observação mais detalhada deste diagrama mostra que para baixas velocidades superficiais de gás, o sistema encontra-se no estado de leito fixo, onde predomina uma fração volumétrica de sólidos constante. Aumentando a velocidade superficial do gás, atingimos um ponto denominado de velocidade de mínima fluidização, ou de fluidização incipiente, onde a força de arraste fluido-partícula contrabalança o peso da partícula e, a partir do qual, ocorre uma expansão uniforme do leito e uma diminuição na fração volumétrica de sólidos. Aumentando ainda mais a velocidade do gás, é possível obter grandes instabilidades no sistema, onde bolhas de gás intermitentes atravessam o leito, podendo, em certos casos de maior intensidade, arrastar partículas mais finas. É comum, neste estágio, o aparecimento dos denominados "slugs" que representam

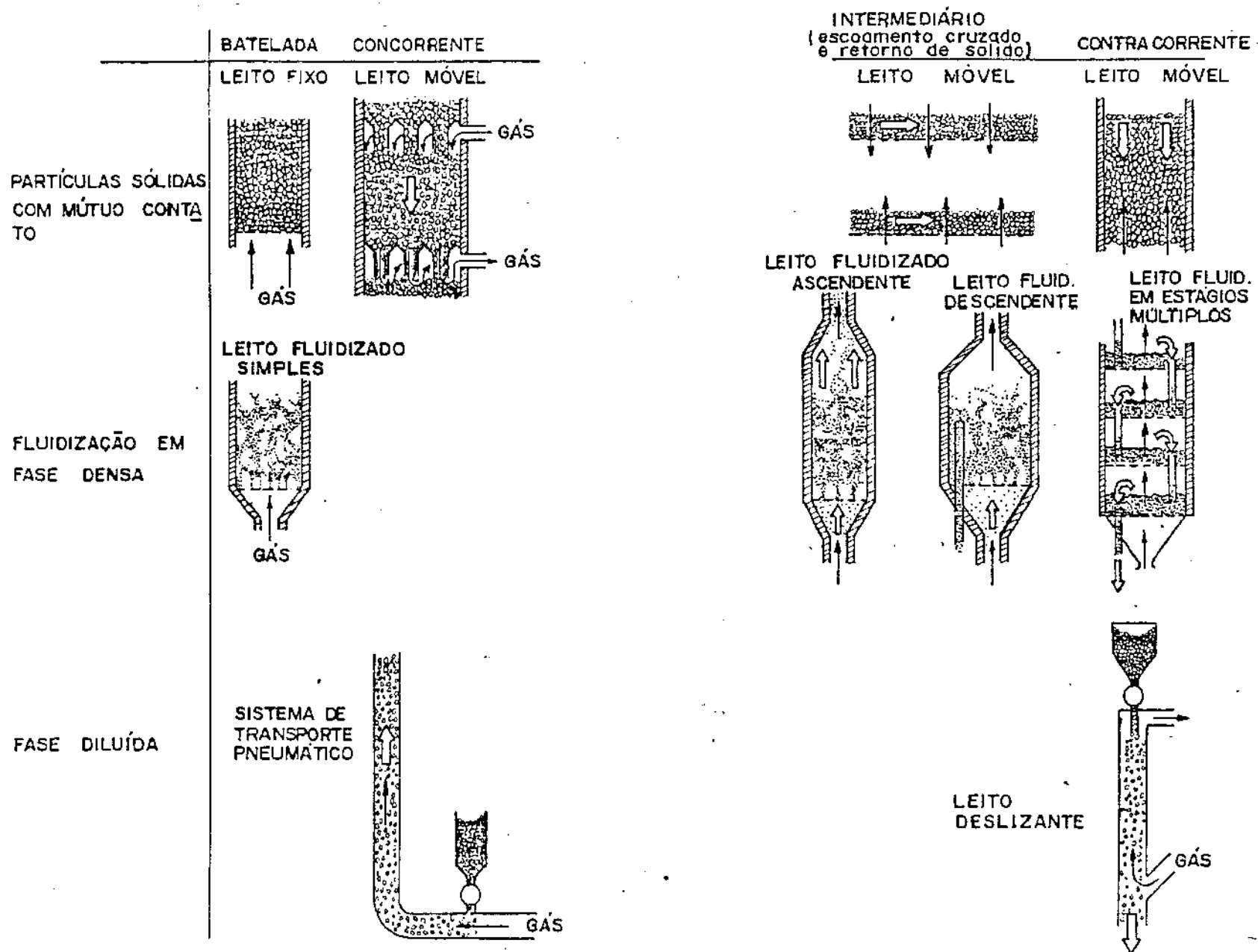


Figura 2.1 - Modos de contato gás-sólido

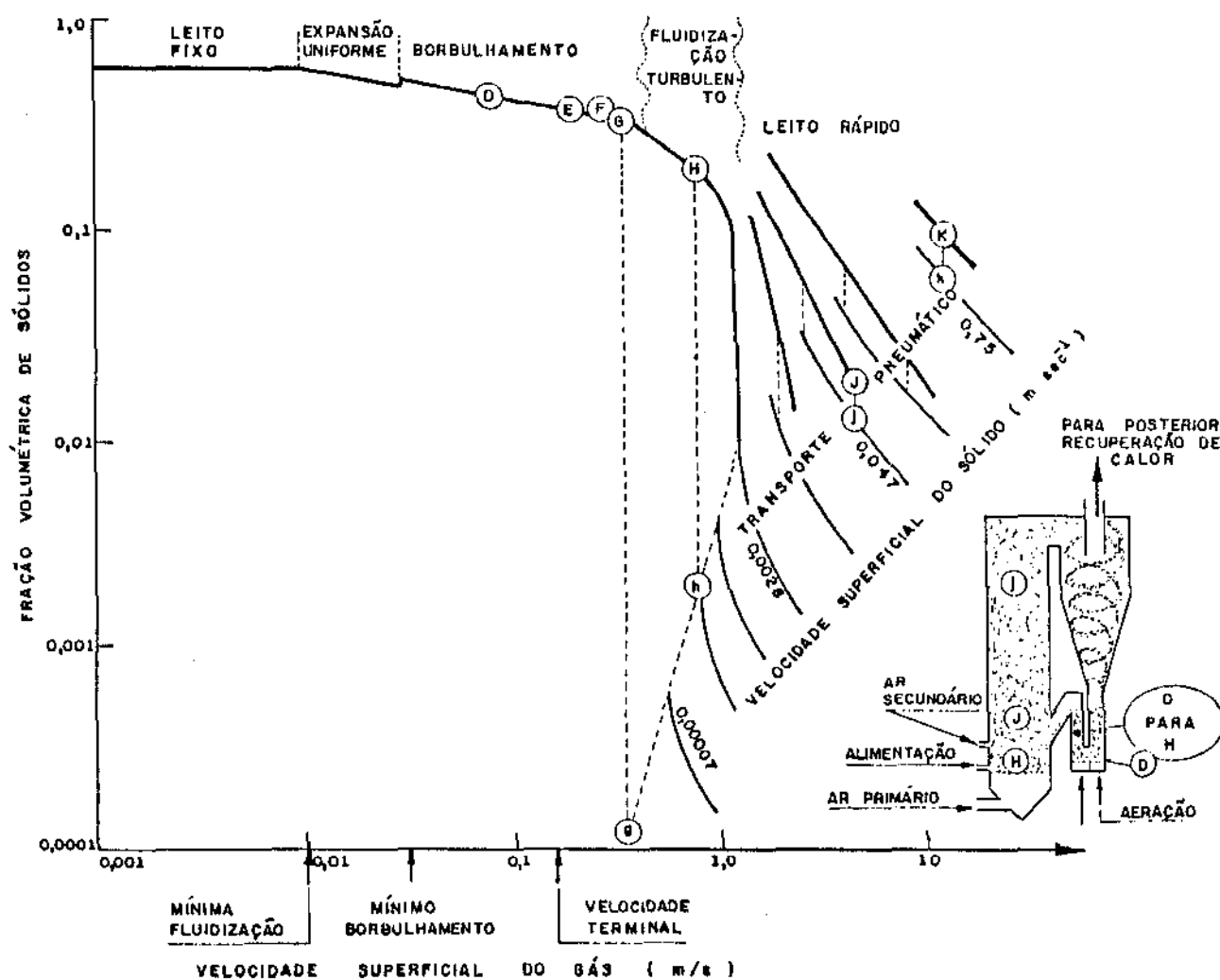


Figura 2.2 - Diagrama ilustrativo dos regimes de fluidização com partículas finas

bolhas maiores obtidas por coalescência fazendo com que a porção acima de leito seja puxada para cima como se fosse um pistão.

O acréscimo posterior na velocidade superficial do gás permite que seja ultrapassado o ponto característico da velocidade terminal das partículas, fazendo com que as mesmas sejam arrastadas e provocando um decaimento brusco na fração volumétrica de sólidos. Nestas condições, é atingida a região de fluidização turbulenta seguida do regime de leito fluidizado rápido e com o acréscimo da velocidade do gás atinge-se o transporte pneumático.

Para efeito de diferenciação, a literatura denomina a região de leito fluidizado borbulhante e de fluidização turbulenta como região de fase densa, ao passo que o transporte pneumático caracteriza uma região de fase diluída.

A posição ocupada pelo leito fluidizado rápido intermediária às regiões de fase densa e fase diluída, é de delimitação bastante imprecisa e discutida na literatura. Analisando em termos da fração volumétrica de vazios, é possível se admitir que o regime de fase densa possui porosidade da ordem de 0,5, enquanto o regime de fase diluída possui porosidades superiores a 0,99.

No intervalo de 0,5 a 0,99 encontramos os vários tipos de leitos fluidizados, como o leito fluidizado simples, leito fluidizado borbulhante e leito rápido.

A Figura 2.3 mostra como a porosidade do leito varia quando a velocidade superficial do gás aumenta a partir de um

valor muito pequeno num diagrama idêntico ao da Figura 2.2 e específico para partículas de Al_2O_3 (diâmetro médio de $54\mu m$). Neste Figura podemos observar estes pontos de transição de fases: A que representa o ponto de mínima fluidização, B o ponto de mínimo borbulhamento, C o início da fluidização rápida e P o início do transporte pneumático.

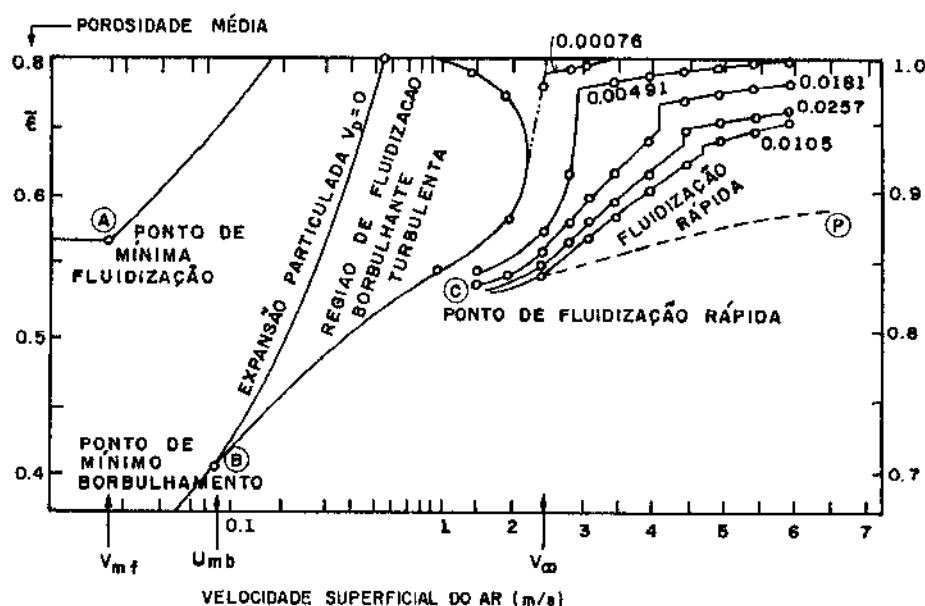


Figura 2.3 - Diagrama constitucional para a fluidização de alumina (Al_2O_3) em pó

As vantagens advindas das altas taxas de transferência de calor e massa nos sistemas de fluidização em fase densa e em fase diluída têm feito com que haja renovado interesse no estudo, na modelagem e nos métodos de cálculo das variáveis que se encontram interagidas nestes regimes de fluidização.

Algumas características que permitem comparações entre o leito fluidizado e o escoamento gás-sólido concorrente podem ser observadas na Tabela 2.1 segundo Kunii e Levenspiel⁴.

O leito fluidizado rápido apresenta, em uma fase mais diluída, aspectos de uniformidade análogos ao do leito fluidizado borbulhante citados no referido quadro, possuindo ainda outras vantagens adicionais tais como:

- (1) excelente contato entre gás e sólido. Nesse sentido, Reh¹ reportou, em estudos realizados num calcinador Lurgi, que, na reação de absorção de fluoreto de hidrogênio, num sistema com células Hall, o leito rápido forneceu um efluente contendo da ordem de um décimo daquele obtido em um leito fluidizado borbulhante convencional;
- (2) o leito fluidizado rápido permite manusear sólidos coesivos que podem, por outro lado, ter dificuldades para fluidizar no leito borbulhante;
- (3) o leito rápido pode fornecer maior facilidade de ampliação de escala que o leito fluidizado borbulhante. Isto pode ser notado no projeto de uma planta de calcinação Lurgi, onde uma unidade de 0,127m de diâmetro interno foi seguida por uma planta piloto de 0,914m de diâmetro interno. Tanto a planta piloto como a primeira planta comercial montada alcançaram operações de projeto dentro de poucas semanas depois da partida.

Dentre estas características, o estudo do leito fluidizado borbulhante e, mais especificamente, do leito fluidizado rápido tem-se tornado objeto de dezenas de trabalhos nos últimos anos, como os efetuados por Yerushalmi⁶, Li et alii^{7,8}, etc.

	Leito Fluidizado	Transporte Pneumático Concorrente
Distribuição de temperatura no leito	A temperatura é aproximadamente constante através do leito. Isto é controlado por troca de calor ou por contínua alimentação e remoção de sólidos	Existem gradientes de temperatura na direção do fluxo de sólidos que podem ser minimizadas por suficiente circulação de sólidos
Partículas	Larga distribuição de tamanho e possibilidade de muitos finos. Erosão do tubo e das linhas por atrito das partículas e arraste pode ser sério	As mesmas características do leito fluidizado. O limite superior de tamanho é governado pela velocidade mínima de transporte
Queda de Pressão	Para leitos de elevada altura a queda de pressão é alta, resultando em grande consumo de potência	A queda de pressão é pequena para partículas finas mas pode ser considerável para grandes partículas
Transferência de Calor	Eficiente troca de calor e grande transporte de calor por circulação de sólidos de tal modo que problemas de calor são raramente limitantes em scale up	Troca e transporte de calor menos eficientes que o do leito fluidizado

Tabela 2.1 - Comparação entre algumas características do leito fluidizado e escoamento vertical concorrente

Para a análise da queda de pressão, o diagrama de fase introduzido por Zenz⁹ para sistemas de duas fases (sólido-fluido), conforme a Figura 2.4, mostra qualitativamente as características já citadas na Tabela anterior. Algumas observações com relação ao diagrama:

- a) o quadrante I representa regiões de escoamento sólido-gás concorrente ascendente e também regiões de escoamento sólido-gás contra-corrente;
- b) os quadrantes II e III representam regiões de escoamento sólido-gás concorrente descendente.

Neste diagrama, as ordenadas à direita da origem representam velocidades superficiais do fluido no sentido ascendente, enquanto as ordenadas à esquerda da origem representam velocidades superficiais do fluido no sentido descendente. Com relação às abcissas temos que as distâncias verticais ascendentes à origem representam um aumento na queda de pressão ($P_1 - P_2$), enquanto que as distâncias verticais descendentes à origem representam um aumento na queda de pressão ($P_2 - P_1$).

As curvas W_1 , W_2 e W_3 representam linhas de vazão mássica de sólidos constantes por unidade de secção transversal do tubo.

Com relação à transferência de calor verifica-se que leitos fluidizados e suspensões gás-sólido fluindo encontram aplicações como excelentes meios de transferência de calor.

A transição do estado de leito fixo para o leito fluidizado e/ou regime de arraste de partículas é acompanhado por

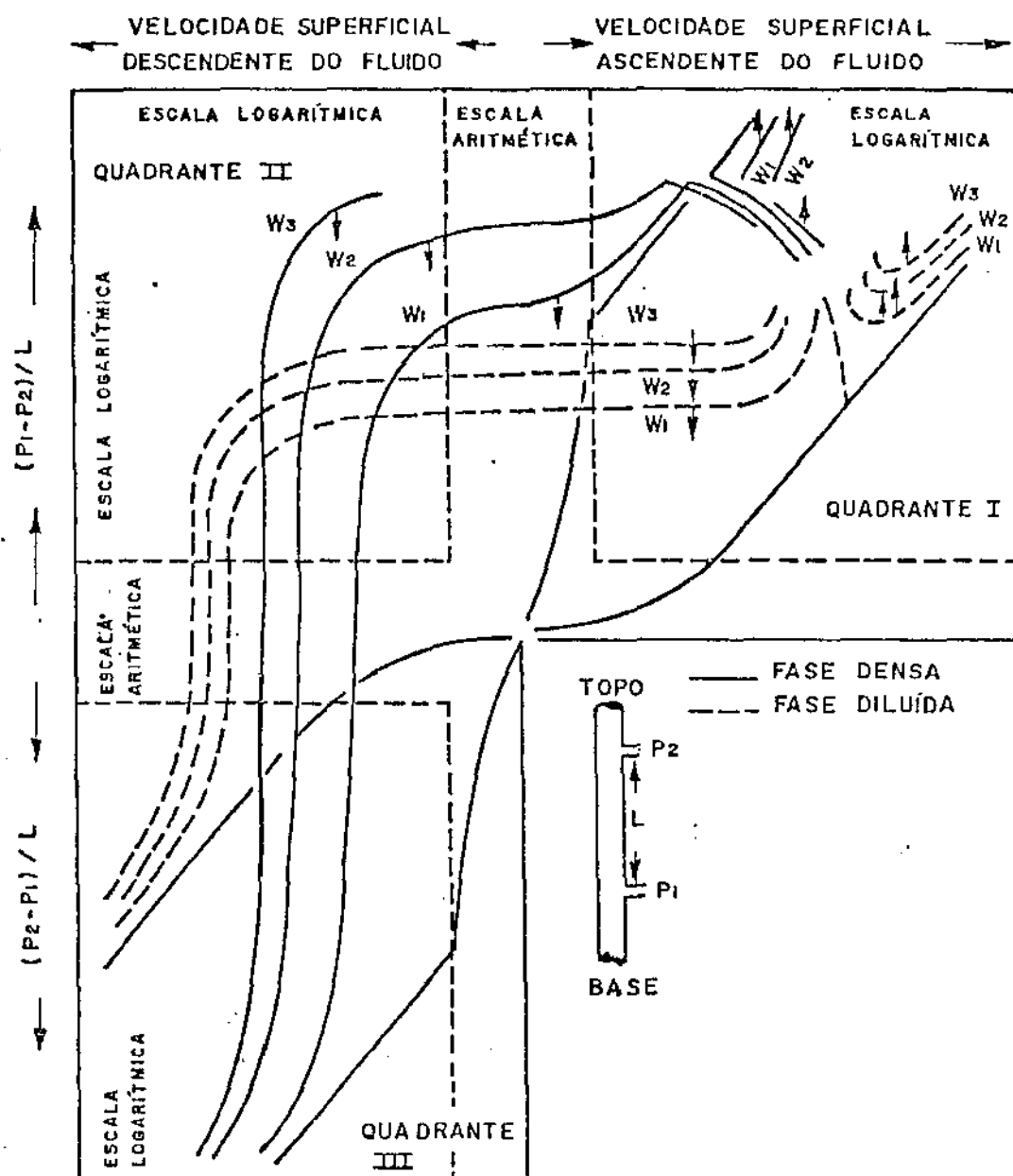


Figura 2.4 - Diagrama de fase para sistemas sólido-fluido em escoamento vertical

um considerável aumento no coeficiente de transferência de calor parede-suspensão que o torna várias vezes maior que o do fluido puro. No entanto, as várias correlações existentes demonstram que a determinação do coeficiente de transferência de calor ainda é um assunto que necessita de um tratamento mais conciso.

Vários são os modelos criados com base em diversos mecanismos para tentar explicar o fenômeno da troca de calor parede-suspensão, especialmente para o caso do leito fluidizado. Um ponto de concordância em todos os modelos é de que a fase sólida aumenta a capacidade térmica volumétrica do fluxo, que, por sua vez, aumenta a taxa de T.C para as mesmas condições de temperatura. Outro consenso para o caso típico do arraste de partículas é que a T.C direta da parede para a fase sólida é desprezível devido ao pequeno tempo e área de contato entre as partículas e a parede.

A seguir, são apresentadas as principais correlações e modelos existentes para o coeficiente de T.C parede-suspensão válidas para o leito fluidizado e para o escoamento vertical em fase diluída. Pretende-se com a análise de tais correlações e modelos obter subsídios para se chegar a uma correlação que envolva parâmetros do leito fluidizado rápido.

II.2 - ESTUDO DA TROCA TÉRMICA PAREDE-SUSPENSÃO

II.2.1 - COEFICIENTE DE TROCA TÉRMICA PAREDE-SUSPENSÃO NO LEITO FLUIDIZADO BORBULHANTE

Inúmeros são os trabalhos encontrados na literatura a respeito da transferência de calor gás-sólido no leito fluidizado borbulhante.

Desde muitos anos são pesquisados vários aspectos sobre o coeficiente de troca parede-suspensão, quer seja no sentido da parede caracterizar o envoltório externo do leito, ou no sentido deste representar o envoltório de tubos que se encontram imersos no leito.

Para o caso específico da unidade de leito fluidizado sendo aquecida externamente, várias são as conclusões e correlações obtidas para o coeficiente de troca.

Mickley e Trilling¹⁰ em estudos realizados por volta de 1948, com leito fluidizado de 0,025m e 0,10m de diâmetro, usando o ar como gás transportador e esferas de vidro com diâmetros variando de 51µm a 500µm analisaram a influência da concentração de sólidos, da vazão mássica de ar e do diâmetro das partículas sobre o coeficiente convectivo de troca. A análise quantitativa deste trabalho conduziu à expressão:

$$h_{mp} = 0,0118 \frac{\rho_m G_o^{0,263}}{dp^3} \quad (2.1)$$

onde h_{mp} é o coeficiente de T.C. mistura parede, ρ_m é a concentração volumétrica de sólidos, G_o a vazão mássica superficial de gás e dp é o diâmetro das partículas. Esta expressão correlaciona os dados do trabalho em 25% de erro relativo médio.

Os estudos de Van Heerden, Nobel & Van Krevelen¹¹, versando sobre o coeficiente de T.C. parede cilíndrica-leito

fluidizado (fase densa) foram medidos sobre condições variáveis de gás e sólido. Os sólidos utilizados carborundum, óxido de ferro (Fe_3O_4), carvão e partículas de chumbo. Os gases usados foram ar, mistura de nitrogênio e hidrogênio, dióxido de carbono, argônio, gás de botijão e metano. A correlação obtida para os resultados medidos e composta de números adimensionais que levam em conta todas variáveis que podem ser esperadas influenciar o valor do coeficiente de T.C.

A correlação obtida por Van Heerden et alii¹¹, bem como aquelas obtidas pelos estudos de Levenspiel & Walton¹², Koble et alii¹³, Wen & Leva¹⁴, Wender & Cooper¹⁵, Dow & Jakob¹⁶, etc., estão relacionadas na Tabela 2.2, a qual apresenta ainda outros dados referentes a estes estudos.

Os estudos de Toomey & Johnstone¹⁷ realizados com esferas de vidro num tubo de 12cm de diâmetro, utilizando partículas com diâmetros entre 0,06 e 0,85mm e usando o ar como fluido transportador forneceram uma correlação para o coeficiente de troca que apresenta excelentes resultados nas condições apresentadas. Esta correlação é dada por:

$$\frac{h_{mp} dp}{kg} = 3,75 \left(\frac{dp \rho_g U_{mf}}{\mu} \log \frac{U_o}{U_{mf}} \right) \quad (2.2)$$

onde h_{mp} é o coeficiente de transferência de calor mistura-parede, dp é o diâmetro da partícula, kg é a condutividade térmica do gás, ρ_g é a massa específica do gás, U_{mf} é a velocidade do fluido e U_o é a velocidade superficial do gás.

O trabalho de Wen e Leva¹⁴ correlaciona os resultados de outros 08 trabalhos e leva em conta duas variáveis adimensionais R e η , que são funções da velocidade mássica reduzida do fluido e do diâmetro da partícula.

Outro extensivo estudo de T.C. entre o leito e a parede circunvizinha foi aquele reportado por Wender e Cooper¹⁵, cuja correlação obtida aplicada para 429 pontos de 05 trabalhos forneceu um desvio médio de apenas 22,1%.

Uma vez analisado os vários trabalhos e correlações existentes para a determinação do coeficiente de T.C. entre um leito fluidizado e a parede envolvente pode-se verificar a especificidade existente em cada um, quer seja em relação à natureza ou às propriedades do gás e das partículas sólidas, quer seja em relação às propriedades físicas do sistema experimental.

A própria literatura recomenda que, face ao problema de determinar o coeficiente T.C. parede-suspensão para propósito de projeto, o caminho mais prudente seria usar vários métodos para calcular o coeficiente e, então, usar o valor que seria mais conservativo para a aplicação particular.

Devido ao problema da especificidade relacionado acima, é comum encontrarmos discrepância quando da determinação do coeficiente de transferência de calor parede-suspensão, por uma ou outra correlação.

Pesquisador	Partícula sólida	Diâmetro do tubo Dt (cm)	Diâmetro da partícula dp (mm)	Gás	Correlação
Mickley & Trilling ¹⁰	Esferas de vidro	2,5 ; 10	0,05 ; 0,50	ar	$h_{mp} = 0,0118 \rho_m \frac{G_0^{0,263}}{dp^3} \quad 0,3 < Re < 20$
Van Heerden et alii ¹¹	Carborundum, Fe ₃ O ₄ , carvão, chumbo	8,5	0,075-0,80	ar, H ₂ ar, CH ₄ gás de rua	$\frac{h_{mp} dp}{k_g} = 0,58 \left(\frac{C_{pg} \mu}{k_g} \right)^{0,5} (B Re)^{0,45} \left(\frac{C_{ps}}{C_{pg}} \right)^{0,36} \left[\frac{\rho_s (1-\epsilon_{mf})}{\rho_g} \right]^{0,18}$ onde B = fator de forma $0,18 < Re < 20$
Levenspiel & Walton ¹²	Esferas de vidro, carvão, catalisador	10,3	0,15 - 4,34	ar	$\frac{h_{mp} dp}{k_g} = 0,6 \left(\frac{C_{pg}}{k_g} \right) \left(\frac{dp \rho_g U_0}{\mu} \right)^{0,3} \quad 2 < Re < 400$
Kobe et alii ¹³	carvão e calcário	25	0,040 0,075	ar	$h_{mp} = 0,32 G_s^{0,39} \quad 0,5 < Re < 40$ $h_{mp} = 0,00078 G_s^{0,8}$
Wen & Leva ¹⁴	areia, carvão Fe ₃ O ₄ , ferro esferas de vidro	5-12	0,039-0,85	ar, CO ₂ , H ₂ , CH ₄ gás de rua	$\frac{h_{mp} dp}{k_g} = 0,16 \left[\frac{C_{ps} \rho_s dp^{1,5} g^{0,5}}{k_g} \right]^{0,4} \left[\frac{C_{pg} dp \eta}{\mu R} \right]^{0,36} \quad 0,01 < Re < 80$
Wender & Cooper ¹⁵	areia, Ca CO ₃ alumina, esfera de vidro	5-10	0,04 - 0,09	ar	$\frac{h_{mp} dp \times 10^4}{\left[k_g (1-\epsilon_f) \left(\frac{C_{ps} \rho_s}{C_{pg} \rho_s} \right) \right]} = 1 + 7,5 \exp \left[\frac{-0,44 \left(\frac{Lh}{Dt} \right)}{\left(\frac{C_{ps}}{C_{pg}} \right)} \right] \quad 0,03 < Re < 40$
Dow & Jakob ¹⁶	partículas de catalisador, carvão, ferro	5,08 ; 7,6	0,07 - 0,17	ar	$\frac{h_{mp} dp}{k_g} = 0,55 Re^{0,8} \left(\frac{\rho_s C_{ps}}{C_{pg} \rho_s} \right)^{0,25} \left(\frac{Dt}{dp} \right)^{0,03} \left(\frac{Lh}{Dt} \right)^{-0,65} \left(\frac{1-\epsilon_f}{\epsilon_f} \right)^{0,25} \quad 0,1 < Re < 15$
Toomey & Jonhstone ¹⁷	esferas de vidro	12	0,06 - 0,85	ar	$\frac{h_{mp} dp}{k_g} = 3,75 \left(\frac{dp \rho_s U_{mf}}{\mu} \log \frac{U_0}{U_{mf}} \right)^{0,47} \quad 0,08 < Re < 20$

Tabela 2.2 - Correlações e condições experimentais em estudos sobre T.C para a parede de leitos fluidizados borbulhantes

II.2.1.1 - MODELOS PROPOSTOS PARA A DESCRIÇÃO FÍSICA DO PROCESSO DE TROCA TÉRMICA EM LEITO FLUIDIZADO

Vários são os modelos existentes para predizer as taxas de transferência de calor no leito fluidizado. Dentre os mais aceitos, podemos citar aqueles propostos por Botterill³⁸, Botterill e Williams³⁹, Mickley e Fairbanks⁴⁰, Mickley et alii⁴¹, Levenspiel e Walton⁴², Yoshida Kunii e Levenspiel⁴², Kubie e Broughton⁴³, etc.

No modelo de Botterill³⁸ e Botterill e Williams³⁹, condução transiente é assumida ocorrer entre a superfície aquecida e uma partícula individual circundada pelo agente fluidizante. A fluidodinâmica é levada em conta em termos do tempo de residência partícula-superfície. Observa-se que este modelo somente se aplica para altíssimas taxas de renovação sólido-superfície. Gabor^{44,45} estendeu este modelo original para várias camadas de partículas. O modelo alternativo de Mickley e Fairbanks⁴⁰ e Mickley et alii⁴¹ considera transferência de calor transiente para um pacote bifásico fluido-partícula, o qual é considerado ter propriedades homogêneas correspondentes àquelas de mínima fluidização. Este modelo foi ajustado de outras maneiras de modo a poder correlacionar com os dados experimentais. Yoshida, Kunii e Levenspiel⁴² consideraram que esses pacotes têm um comprimento finito. Kubie e Broughton⁴³ introduziram um tratamento de condutividade não uniforme devido a variações de porosidades nas regiões próximas às superfícies de troca de calor.

II.2.1.2 - MECANISMOS BÁSICOS DE TRANSFERÊNCIA DE CALOR PRÓXIMO À SUPERFÍCIE AQUECIDA

A) Mecanismo onde a emulsão fornece a resistência

No sentido de determinar a natureza da resistência controladora da transferência de calor entre leitos fluidizados e superfícies em contato com eles, Mickley e Faribanks⁴⁰ realizaram medidas de T.C, utilizando os mesmos sólidos constituintes com vários diferentes gases fluidizantes. O coeficiente de T.C obtido com leitos fluidizados se apresenta como proporcional à raiz quadrada da condutividade térmica de leitos imóveis. Este resultado indica que o processo que controla a T.C de leitos fluidizados pode ser considerado como um processo de difusão em estado não estacionário dentro de elementos móveis de material do leito imóvel.

Os resultados analíticos indicam a seguinte expressão como uma boa aproximação do coeficiente de T.C.

$$h = \sqrt{k_m \rho_m C S} \quad (2.3)$$

onde o produto $k_m \rho_m C$ é uma função somente das propriedades termo-físicas do leito imóvel e S, denominado fator de "excitação", é função da movimentação e geometria do leito e da distribuição temporal dos pacotes, conjunto partículas mais fluido circunvizinho, ao longo da superfície de aquecimento.

O fator S é analisado de tal forma que, se sólidos são trocados muito rapidamente na superfície, a distribuição

da idade dos pacotes $\psi(\tau)$ será muito alta para baixos valores de τ e desprezível para outros valores, o que provoca um alto valor de S . Dentre as características citadas, o modelo de Mickley e Fairbanks⁴⁰ fornece as seguintes conclusões:

- (1) a principal resistência para a transferência de calor ou transferência de massa de superfícies para leitos fluidizados densos se encontra nas camadas de sólidos próximos à superfícies;
- (2) a taxa de transferência de calor é aparentemente controlada pela difusão de calor do estado não estacionário dentro desta camada e pela taxa de reposição de partes desta camada com sólidos do núcleo do leito;
- (3) não existe evidência de que um filme de gás ou sólido no estado estacionário ofereça resistência significativa.

Gabor^{44,45} estendeu este modelo original para várias camadas de partículas, admitindo ainda que a condutividade térmica do pacote é aquela do leito quando medida na ausência de movimentação sólida.

O mecanismo usado neste modelo consiste, portanto, de uma teoria onde a emulsão contactante fornece a resistência à transferência de calor.

B) Modelo de partículas individuais

Botterill et alii⁴⁶ visualizaram o processo de T.C da seguinte forma: quando emulsões frias e frescas contactam a superfície quente, o calor é transmitido por condução atra-

vês do gás e através das partículas esféricas que tocam a superfície.

Para curtos tempos de contato, o fluxo de calor não penetra muito através da emulsão, sendo que uma camada de emulsão de espessura pouco maior que o diâmetro de cada partícula é tudo o que necessita ser examinado. Em cima desta premissa outros pesquisadores estabeleceram suas conclusões.

Gabor^{44,45} apresentou dois modelos para a condução de calor não estacionário de uma parede para um leito fluidizado, modelos estes que podem ser aplicados para fluidização de fase densa, porém não se prestam para leitos fluidizados com forte agitação e bolhas.

Kubie e Broughton⁴³ apresentaram uma variante da teoria de penetração na qual a teoria de T.C dos pacotes é modificada para permitir variações de propriedades na região da superfície, tais como, a variação da porosidade próxima à parede. Correlações são apresentadas em termos do número de Nusselt da partícula, em função do número de Fourier, Fo. O modelo apresenta excelente concordância com os dados experimentais obtidos no mesmo trabalho, porém não fornece boas aproximações para outros dados.

O mecanismo apresentado por Ziegler, Koppel e Brazelton⁴⁷ e estendido posteriormente por Genetti e Knudsen⁴⁸ é descrito em cima das seguintes considerações.

- 1 - partículas fluidizadas são esferas de diâmetro uniforme;
- 2 - as propriedades físicas das partículas e do fluido são constantes;

- 3 - partículas da massa do leito fluidizado, tendo a temperatura média T_m , se movem adjacentes à superfícies de transferência. Enquanto se encontram adjacentes à superfície, as partículas recebem energia por convecção do fluido ao redor da partícula. Este fluido é considerado estar na média da suspensão. Após algum tempo a partícula deixa a superfície e retorna para o seio do leito. Os componentes deste mecanismo estão representados na Figura 2.5;
- 4 - a porção relevante do T.C ocorre pelo mecanismo descrito acima;
- 5 - a transferência de calor radiante da superfície para a partícula é desprezível;
- 6 - a condução no ponto de contato é desprezível. Botterill et alii⁴⁶, como também Ziegler et alii⁴⁷, mostraram que este efeito é muito pequeno.

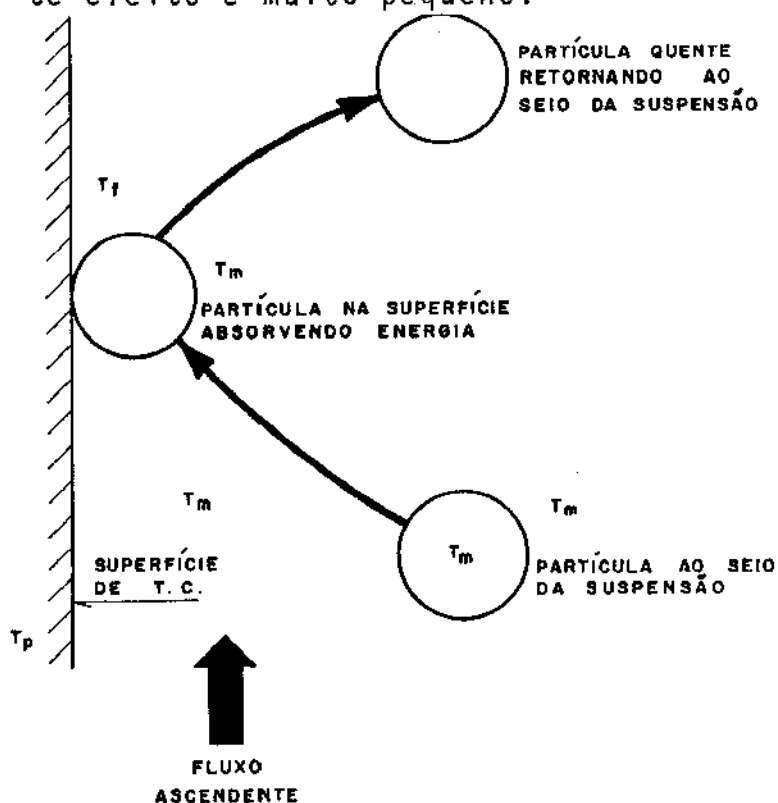


Figura 2.5 - Mecanismo esquemático de T.C

C) Modelo da renovação de superfície uniforme e randômica

O modelo proposto por Yoshida, Kunii e Levenspiel⁴² é uma tentativa de comparar e desenvolver condições para sugerir um modelo que possa ser aplicado para o caso geral, como mostrado na Figura 2.6. Uma película fina de gás de espessura l_g cobre a superfície, algumas partículas sólidas estão em contato direto com a superfície, e a emulsão de espessura equivalente l_e flui pela superfície e é substituída ocasionalmente pela fase da emulsão fresca (região de densidade sólida maior). Os seguintes quatro mecanismos de transferência de calor podem operar simultaneamente.

- 1º. T.C através de um fino filme de gás de espessura dp ou menor;
- 2º. T.C na vizinhança dos pontos de contato partícula-superfície com frequente substituição de partículas na superfície;
- 3º. absorção de calor de estado não estacionário por emulsão fresca que toca e, então, afasta-se da superfície. Isto representa um modelo de renovação de superfície para a emulsão;
- 4º. condução de estado estacionário através da camada de emulsão que raramente, se encontra afastada da superfície. Isto representa um modelo de filme para a emulsão.

O 1º e 2º mecanismos operam em paralelo seguido pelo 3º e 4º ou uma combinação do 3º e 4º. O 1º mecanismo controla quando a resistência do 2º mecanismo é muito maior que a

do 1º e quando o mecanismo 3 e 4 tem uma resistência que tende a zero. O coeficiente de T.C total é a soma dos 2 processos individuais sendo que o 2º mecanismo controla quando a resistência do filme é muito maior que aquela do mecanismo 2 e quando os mecanismos 3º ou 4º possuem uma resistência que tendem a zero.

O 3º mecanismo controla quando a superfície está frequentemente exposta à emulsão fresca e a resistência do 1º e 2º mecanismos tendem a zero. O 4º mecanismo controla quando a resistência do 1º e 2º mecanismos tendem a zero.

O mecanismo dominante pode variar com condições de fluidização como também com a posição e geometria da superfície de troca de calor.

Yoshida, Kunii e Levenspiel⁴² mostraram que a resistência do filme de gás do 1º mecanismo pode controlar sobre o 1º e 4º mecanismos se o tempo de contato dos elementos da emulsão com a superfície é 30 milisegundos ou menor.

Com este modelo Yoshida, Kunii e Levenspiel⁴² obtiveram expressões para o cálculo do coeficiente T.C.:

$$h_{mp} = (2/\sqrt{\pi}) (k_m \rho_m C_{ps}/\tau)^{1/2} \quad \text{para tempos de conta} \\ \text{to curtos} \quad (2.4)$$

$$h_{mp} = k_m/l_e \quad \text{para tempos de contatos longos} \quad (2.5)$$

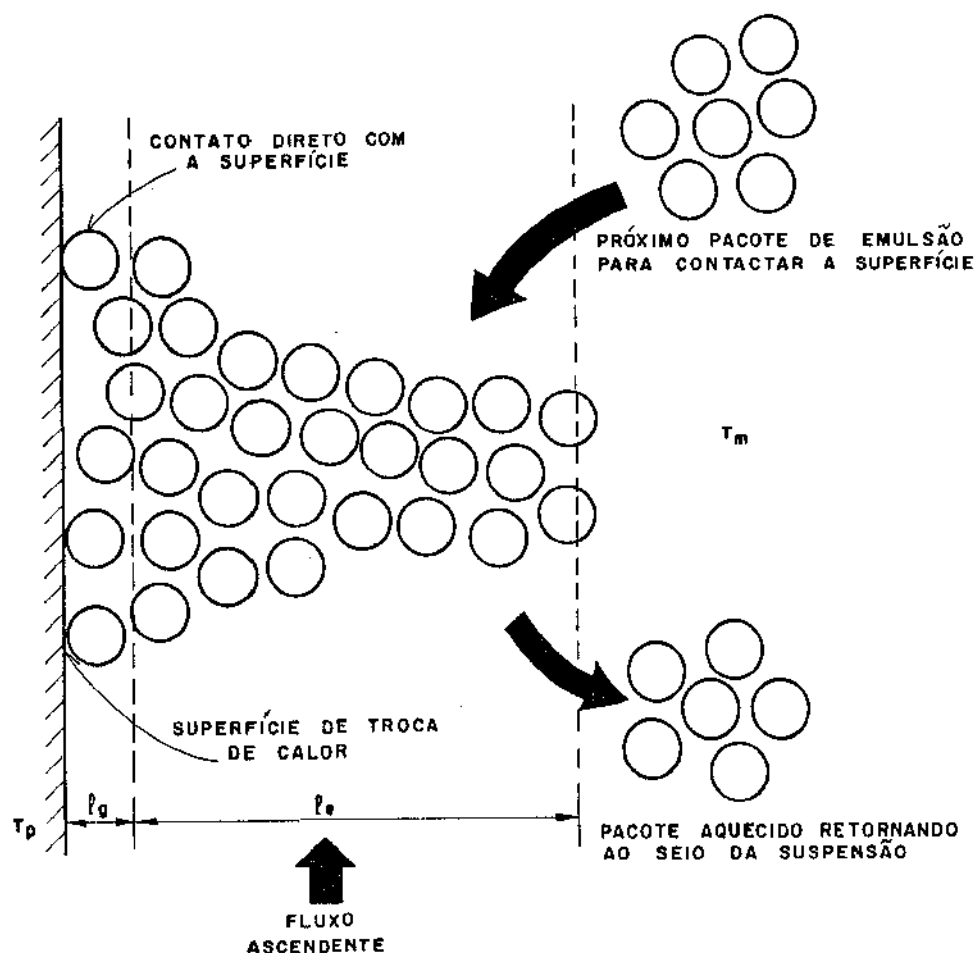


Figura 2.6 - Modelo para T.C leito-parede ou superfície-parede

D) Condução de estado estacionário através do filme de gás em um leito fluidizado

Na tentativa de explicar os altos valores de taxas de T.C, este modelo de filme de gás assume que o atrito dos sólidos que se movem ao longo da superfície de troca, diminui a espessura da camada limite próxima à parede.

Dow e Jakob¹⁶ estudaram o comportamento de misturas gás-sólido e classificaram-nas como "fase densa" e "fase fluida", de acordo com a velocidade do gás. Movimentação e forma

ção de bolhas, "slugs" e mecanicamente fluidização regular são os 3 tipos de fluidização em "fase densa". O movimento das partículas em um leito fluidizado, segundo este modelo, é admitido ser principalmente ascendente no centro do leito fluidizado e descendente ao longo das paredes do leito. A temperatura em todo o leito é constante, exceto para uma pequena região na base (seção ativa do leito) e numa estreita faixa ao longo das paredes, conforme demonstra a Figura 2.7. As partículas transportam calor para a base do leito, onde o equilíbrio térmico é obtido quase que instantaneamente com a entrada de ar frio. Na região da parede, o bombardeamento de pequenas partículas evita a formação de uma camada limite laminar e favorece a formação de uma subcamada laminar muito fina e uma não menos espessa camada turbulenta.

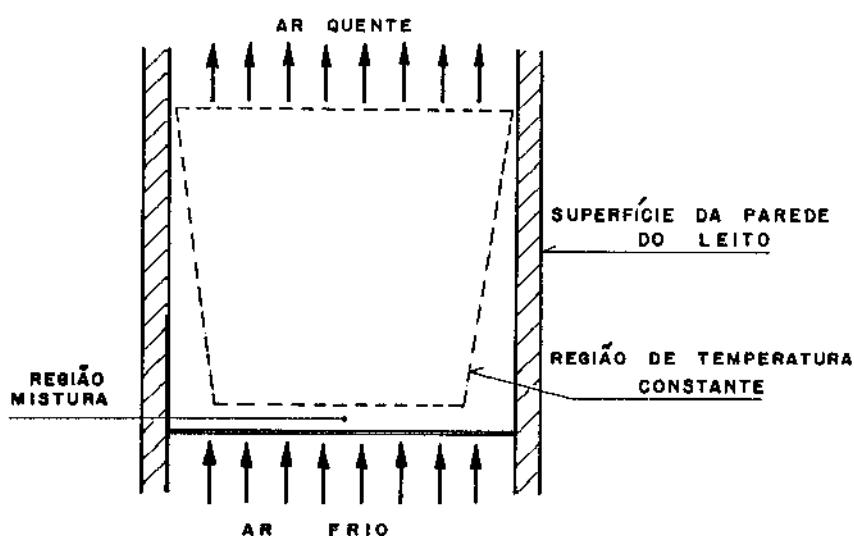


Figura 2.7 - Mecanismo de T.C e movimentação de partículas para o modelo proposto por Dow e Jakob¹⁶

Rusckenstein⁴⁹ adotou um caminho diferente baseado na formação de uma camada limite laminar, além das partículas móveis. A resistência do fluxo de calor deve-se à camada laminar de gás que é destruída por partículas sólidas passando através dela. Portanto, a espessura média da camada limite laminar é muito menor que em um tubo vazio. Este estudo considera que as partículas são de diâmetro uniforme d_p , e arranjadas em camadas horizontais igualmente espaçadas. As condições de camada limite nas paredes do canal são assumidas serem similar à análise para a placa plana. Como é mostrado na Figura 2.8 nos pontos de contato com os sólidos estacionários, a camada é destruída e se inicia novamente. A distância entre duas camadas sucessivas (D_r) é dada por :

$$D_r = \pi d_p / 6 (1 - \epsilon) \quad (2.6)$$

O coeficiente de T.C. é definido como:

$$h = K_g / \delta \quad (2.7)$$

Em um leito fluidizado, a espessura da camada limite δ depende não somente da velocidade e propriedades do fluido, mas também da intensidade de movimentação das partículas sólidas, a qual destrói a camada limite.

O principal defeito deste modelo é que não existe consideração feita para a influência das propriedades termo-físicas sobre a transferência de calor.

E) Teorias que levam em conta simultaneamente as resistências da película fina e da emulsão

Outra tendência é postular que as partículas sólidas móveis envolvem uma parte dominante na T.C e também a conduções térmica através da camada de fluido na superfície.

Altos valores de h_{mp} são atribuídos a altos gradientes de temperatura na superfície T.C sobre o aquecimento das partículas móveis. O modelo leva em conta a influência das propriedades termo-físicas do material sólido.

Van Heerden et alii¹¹ concluíram que a maior parte do calor seria transferida pelas partículas móveis e que a T.C radial seria determinada pela condutividade térmica da suspensão. Foi concluído ainda que o coeficiente de T.C seria maior para curtas superfícies de T.C e menor para grandes secções.

Das correlações e modelos existentes pode-se notar que persiste ainda um elevado grau de incerteza quando se visa à determinação segura do coeficiente de T.C entre superfícies aquecidas e leitos fluidizados. No sentido de obter tais coeficientes, as recomendações de projeto indicam que as determinações mais precisas exigem ainda montagens de laboratório, bem como em escala piloto e escala industrial.

Algumas das correlações empíricas existentes para o coeficiente de T.C. apresentam erros de até 100%.

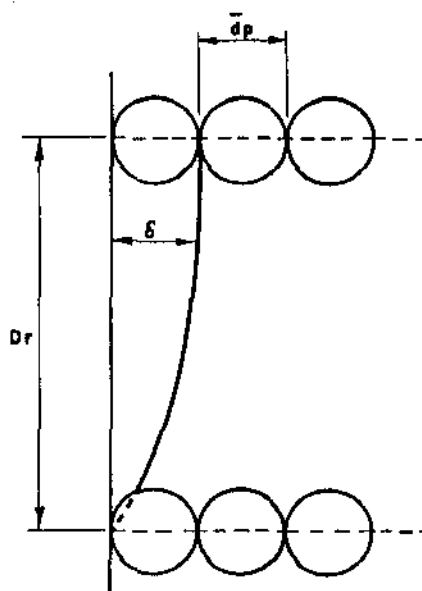


Figura 2.8 - Espessura da camada limite laminar entre duas camadas de partículas para o modelo proposto por Levenspiel e Walton¹²

II.2.2 - COEFICIENTE DE TROCA TÉRMICA PAREDE-SUSPENSÃO NO ARRASTE DE SÓLIDOS

A obtenção de altos coeficientes de troca parede-suspensão para o leito fluidizado borbulhante levou pesquisadores de diversas nacionalidades a efetuar a análise da troca térmica para outros regimes de fluidização. O intuito principal consistia na obtenção de valores do coeficiente de T.C. que possibilitasse o uso de outros tipos de contato gás-sólido em sistema onde o leito fluidizado comum fosse inoperante.

Os sistemas de troca térmica envolvendo suspensões gás-sólido onde a fase sólida é arrastada, além de provocar um aumento na taxa de T.C. em comparação com o fluido sozinho

apresentam a vantagem adicional de não necessitar de aumento na área de transferência de calor.

Um dos primeiros trabalhos envolvendo o coeficiente de T.C parede-suspensão para o escoamento simultâneo gás-sólido em fase diluída foi desenvolvido por Farbar e Morley¹⁸, em 1957. O gás usado como fluido transportador foi ar e as partículas sólidas consistiram de catalisador sílica-alumina com diâmetros na faixa de 20µm a 210µm. O tubo de teste apresentava diâmetro interno de 1,75cm. A correlação obtida foi expressa na forma:

$$Nu = 0,14 Re^{0,6} \left(\frac{G_s}{G_o} \right)^{0,45} \quad (2.8)$$

onde $Nu = \frac{h_{mp} k_g}{dp}$ (2.4) e $Re = \frac{\rho_g U_o dp}{\mu}$ (2.5)

sendo h_{mp} o coeficiente de T.C mistura-parede, k_g a condutividade térmica do gás, dp o diâmetro da partícula, ρ_g a massa específica da partícula, U_o a velocidade superficial do gás e μ a sua viscosidade.

Os resultados desta investigação forneceram as seguintes conclusões.

- 1 - ocorre um aumento na taxa de T.C resultante da adição de sólidos para o gás que flui a uma vazão constante;
- 2 - o fator de T.C do lado do gás aumenta rapidamente para carga de sólidos maior que a unidade. O aumento efetivo é muito menor para taxas de fluxo de gás altas, indicando

que o sólido afeta tanto a camada limite do gás como a capacidade calorífica da mistura;

- 3 - Para vazões de carga igual ou menor que a unidade existe uma região transicional em que o efeito é primordialmente aquele de aumentar a capacidade calorífica;
- 4 - Para uma vazão de gás constante, a razão do acréscimo na temperatura dos sólidos para o acréscimo na temperatura do gás é uma constante e independente da vazão mássica de sólidos. A razão das temperaturas decresce com o aumento da vazão de gás ou o decréscimo do tempo de residência da partícula no tubo de T.C.

Jepson et alii¹⁹ mostraram em seu trabalho que a razão dos coeficientes de T.C. entre a parede de um tubo vertical e um gás, com ou sem sólidos misturados é maior a velocidades de gás de 6m/s, tornando-se menor quando a velocidade é aumentada. As partículas utilizadas neste trabalho têm diâmetro de 500-600 μ , correspondem a partículas de área e o tubo de teste tem diâmetro de 7,6cm.

Os trabalhos de Depew²⁰, Depew e Farbar²¹ e Depew e Kramer²² a respeito do fenômeno de T.C. para suspensões gás-sólido em um tubo vertical possibilitaram a análise experimental e analítica do problema. O contato gás-sólido foi obtido por ar e esferas de vidro de diâmetros 30 μ e 200 μ , respectivamente. Foi concluído deste estudo que grandes variações no número de Nusselt local tornam-se possíveis obter com as partículas menores em contraste com pequenos efeitos verificados com as partículas maiores.

Em trabalhos patrocinado pela Comissão de Energia Atômica, USA, um grupo da divisão de energia atômica da Babcock & Wilcox Co.²³ estudou misturas gás-sólido fluindo e apresentou uma correlação que se ajusta bem aos dados de Farbar e Morley¹⁸. A principal característica deste trabalho consiste no uso de promotores de turbulência para aumentar o valor de h_{mp} .

Wilkinson e Norman²⁴ apresentaram dados de T.C parede-suspensão em um tubo vertical com altos valores para a temperatura de parede (1000°F). Foi mostrado que a adição de finas partículas e uma corrente de ar aumenta o número de Nusselt global. A magnitude deste aumento depende do tamanho, natureza e concentração das partículas e do número de Reynolds do gás.

Sukomel et alii^{25,26,27} realizaram estudos experimentais do coeficiente de T.C parede-suspensão local e concluíram que:

- a) o comprimento de entrada térmica é consideravelmente maior para suspensões gás-sólido do que para o gás puro;
- b) dependendo da razão mássica sólido-gás, o coeficiente de T.C pode aumentar ou diminuir com acréscimo na concentração mássica de sólidos;
- c) coeficientes de T.C de suspensões gás-sólido com largas diferenças de temperatura entre a parede e a suspensão são apreciavelmente maiores que com pequenas diferenças de temperatura.

Boothroyd^{28,29} analisou em seus estudos, a dependência sobre a T.C. parede-suspensão das condições de fluxo, radiação, termoforese e efeitos de entrada no duto, fatores de real significância no referido fenômeno. Segundo este trabalho é importante levar em conta a direção da transferência de calor e o comprimento do duto, fatores de pouca importância no fluxo de calor de uma fase.

Em geral, podemos afirmar que os coeficientes de T.C. parede-suspensão são maiores quando as partículas são finas, o duto é largo e o número de Reynolds é baixo.

Seguindo a mesma linha de pesquisa, Boothroyd e Haque^{30,31}, em trabalho posterior, enumeraram 3 fatores físicos que podem contribuir para um aumento no comprimento da região de entrada. Estes fatores são:

- 1) aumento efetivo na capacidade térmica do fluido devido à presença de sólidos;
- 2) atraso na resposta das variações da temperatura das partículas no fluido transportador;
- 3) reduzida difusividade turbilhonar de calor devido à presença de sólidos.

Matsumoto et alii³² analisaram as características de T.C. e de fluxo de suspensões gás-sólido, fluindo em tubo vertical. Levando-se em conta a natureza e o tamanho das partículas, seus resultados indicaram um leve aumento no coeficiente de T.C. para partículas menores e, essencialmente, nenhum aumento para partículas maiores na faixa das variáveis cobertas.

Na Tabela 2.3 estão relacionadas as principais correlações dos estudos existentes sobre transferência de calor parede-suspensão no contato gás-sólido, considerando o arraste de partículas em níveis de diluição correspondentes ao transporte pneumático.

Da análise da tabela e dos vários estudos realizados, podemos observar que transferência de calor para suspensões gás-sólido fluindo está longe de ser um assunto com tratamento unificado.

Dados de vários pesquisadores indicam que a T.C. pode ser aumentada pela adição de partículas sólidas na corrente gasosa, e que o resultado para sistemas de pequenas partículas (com tamanhos da ordem de 100μ) pode ser correlacionada dentro de alguns grupos adimensionais.

No entanto, para grandes partículas, os resultados têm indicado uma redução na T.C. abaixo do que é esperado devido ao aumento da capacidade calorífica.

Na análise quantitativa do processo de T.C. progressos têm sido obtidos com o tratamento das equações que regem o fenômeno, considerando-se a suspensão como um contínuo, conforme Depew²⁰, Tien³³ e Boothroyd e Haque^{30,31}, sendo, porém, ainda limitado o número de contribuições que permitem avaliar completamente os coeficientes fenomenológicos.

Pesquisador	Partícula sólida	Diâmetro do tubo (cm)	Diâmetro da partícula (mm)	Gás	Correlação
Farbar & Morley ¹⁸	catalisador de sílica-alumina	1,75	0,02 a 0,2	ar	$Nu = 0,14 Re_t^{0,6} \left(\frac{\mu}{\mu_g}\right)^{0,45}$ $13000 < Re_t < 27500$
Jepson et alii ¹⁹	areia	1,80	0,076 a 1,2	ar	$\frac{h_{mp}}{h_g} = A \left(\frac{\mu_m}{\mu_g}\right)^{0,8}$ $6000 < Re_t < 12000$
Depew & Farbar ²¹	esferas de vidro	1,85	0,02 e 0,2	ar	$Nu = \frac{2}{H_2 (r_0^+) + \frac{W_s C_{ps}}{W_s C_{ps} + W_c} \frac{2\pi r_0 \eta u_m}{k_2} + \Gamma C_n \psi_n \exp B}$ $13500 < Re_t < 27000$
Babcock & Wilcox Co. ²³	partículas de grafite	1,80	0,01 a 0,2	H ₂ , H Freon 14	$Nu = 0,0195 (Re Pr)^{0,802} \left(\frac{W_s C_{ps}}{H_g C_{pg}} + 1\right)^{0,45}$ $6600 < Re_t < 16000$
Danziger ³⁴	catalisador sílica alumina e partículas de grafite	1,75 a 3,8	0,01 a 0,2	ar	$Nu = 0,0784 Re_t^{0,66} \left(\frac{\mu}{\mu_g}\right)^{0,45}$ $178 < Re_t < 254000$
Gorbis & Bakhtiozin ³⁵	partículas de grafite	1,2 a 3,3	0,15 a 2,08	ar	$\frac{Nu}{Nu_0} = 1 + Re_t^{-0,3} Re_p^{-0,33} \frac{C_{ps}}{C_{pg}} \frac{W_s}{W_g}$ $6000 < Re_t < 16000$
Zenz ³⁶	esferas de vidro e areia	4,4	0,02 - 0,6	ar	$h_{mp} = h_0 \left(1 + 0,432 \left[\frac{D(1-\epsilon)}{dp}\right]^{1,19}\right)$ $10 < Re < 30$
Sukomel et alii ^{25,27}	grafite e Al ₂ O ₃	0,8	0,065, 0,18 e 0,29	ar	$Nu = 0,0122 Re^{0,8} Pr^{0,3} (C_{ps}/C_{pg})^{0,1} (W_s/W_g)^n$ n = 0,35 para dp = 0,065mm $6000 < Re_t < 30000$ n = 0,25 para 0,13 < dp < 0,29mm
Sukomel & Kerimov ²⁶	grafite	0,53 e 1,9	0,10	ar	$\frac{Nu}{Nu_0} = C \left(\frac{65 dp}{Re^{0,9}} \frac{1}{Dt} \frac{W_s}{W_g}\right)^n$ $6000 < Re_t < 30000$ C = 0,64 e n = 0,25 para $4 < \frac{65 dp}{Re^{0,9}} \frac{1}{Dt} \frac{W_s}{W_g} < 30$ C = 0,27 e n = 0,51 para $\frac{65 d}{Re^{0,9}} \frac{1}{Dt} \frac{W_s}{W_g} > 30$
Matsumoto et alii ³²	esferas de vidro e partículas de cobre	2,6	0,072 e 3,13	ar	$Nu/Nu_0 = 2,5 \beta^{0,5}$ para $0,15 < \beta < 2$ $B = n_1 A h_p D/\rho_g u_g C_{pg}$ $12000 < Re_t < 24000$
Sadek ³⁷	qualquer	1,7 a 10,2	0,02 a 0,6	ar	$\frac{h_{mp} - h_0}{h_0} = 0,20 \left[(n D_t^3) \left(\frac{d}{Dt}\right)^2 \right]^{1,19}$ onde $n D_t^3 = \frac{6}{\pi} \left(\frac{W_s}{W_g}\right) \left(\frac{\rho_g}{\rho_s}\right) \left(\frac{D_t}{dp}\right)^3 \left(\frac{u}{v_s}\right)$ $4000 < Re_t < 80000$

Tabela 2.3 - Correlações e condições experimentais em estudos sobre T.C para a parede no transporte pneumático em fase diluída

CAPÍTULO III - MATERIAIS E MÉTODOS

III.1. MATERIAIS UTILIZADOS

Foram utilizados neste trabalho o ar como fluido transportador, esferas de vidro e partículas de carvão como sólidos participantes da suspensão gás-sólido.

III.2. CARACTERIZAÇÃO DOS SÓLIDOS

III.2.1. ESFERAS DE VIDRO

As esferas de vidro do tipo sódico-calcico utilizadas são de fabricação da Potters Industrial Ltda e possuem as características abaixo relacionadas, segundo catálogo do próprio fabricante:

Especificação	Diâmetro das partículas (mm)	Esfericidade	Massa específica (kg/m ³)	Calor específico (J/kg °C)
AB	0,24	1,0	2500	754
AA	0,40	1,0	2500	754

Tabela 3.1 - Características físicas das esferas de vidro

A condutividade térmica do vidro foi obtida da literatura⁵⁰, sendo dada pela equação 3.1:

$$k = 0,74 - 0.001 t \quad (3.1)$$

onde : k é a condutividade térmica em W/m.°C e t, a temperatura em °C.

A velocidade de mínima fluidização das partículas foi determinada segundo o método proposto por Kunii e Levenspiel⁴, segundo a expressão 3.2:

$$U_{mf} = \frac{\mu}{\rho_g dp} \left[(33,7)^2 + 0,0408 \frac{dp^3 \cdot \rho_g (\rho_s - \rho_g) \cdot g}{\mu^2} \right]^{1/2} - 33,7 \quad (3.2)$$

onde: U_{mf} é a velocidade de mínima fluidização, μ , a viscosidade do fluido, ρ_g , a massa específica do gás, dp , o diâmetro da partícula, ρ_s , a massa específica do sólido e g a aceleração normal da gravidade.

A velocidade terminal das partículas foi determinada segundo os três métodos abaixo descritos e tomada como a média aritmética dos valores encontrados.

1 - Método de Kunii e Levenspiel⁴

Segundo este método, para valores do número de Reynolds da partícula situadas entre 0,4 e 500 (caso das partículas analisadas), a velocidade terminal é dada pela equação 3.3 :

$$V_{\infty} = \left[\frac{4}{225} \frac{(\rho_s - \rho_g)^2 \cdot g^2}{\rho_g \cdot \mu} \right]^{1/3} \cdot dp \quad (3.3)$$

2 - Correlação de Yuan⁵¹

A velocidade terminal das partículas, segundo a correlação proposta por Yuan⁵¹ :

$$\begin{aligned} \log Re_{\infty} = & 1,38 + 1,94 \log \Lambda - 8,6 \times 10^{-2} (\log \Lambda)^2 - \\ & - 2,52 \times 10^{-2} (\log \Lambda)^3 + 9,19 \times 10^{-4} (\log \Lambda)^4 + \\ & + 5,35 \times 10^{-4} (\log \Lambda)^5 \end{aligned} \quad (3.4)$$

onde:

$$\Lambda = \left[\frac{4}{3} g \cdot dp^3 \frac{(\rho_s - \rho_g) \rho_g}{\mu^2} \right]^{1/2} \quad (3.5)$$

e :

$$Re_{\infty} = \frac{\rho_g \cdot V_{\infty} \cdot dp}{\mu} \quad (3.6)$$

3 - Correlação de Concha e Almendra

A correlação proposta por Concha e Almendra⁵² fornece o valor de Re_{∞} , a partir do qual se determina V_{∞} .

$$Re_{\infty} = 20,52 \left\{ \left[1 + 0,0921 (C_D \cdot Re^2)^{1/2} \right]^{1/2} - 1 \right\}^2 \quad (3.7)$$

onde :

$$C_D \cdot Re^2 = \frac{4}{3} \frac{g \cdot dp^3 \cdot \rho_g (\rho_s - \rho_g)}{\mu^2} \quad (3.8)$$

Obtiveram-se os valores mostrados na Tabela 3.2 para a velocidade de mínima fluidização e velocidade terminal das esferas utilizadas.

Diâmetro da partícula (mm)	Velocidade de mínima fluidização (m/s)	Velocidade terminal (m/s)
0,24	0,026	1,753
0,40	0,117	3,104

Tabela 3.2 - Características fluidodinâmicas das esferas de vidro

III.2.2. CARVÃO

O carvão utilizado, do tipo mineral, proveniente das minas de Santa Catarina encontrava-se na forma granulada, tendo sido beneficiado e classificado. Fez-se uma análise granulométrica do mesmo, em conjunto de peneiras conforme a série Tyler $\neq 6 \neq 10 \neq 14 \neq 20$, e decidiu-se utilizar as partículas retidas nas malhas $\neq 14$ e $\neq 20$, correspondendo aos diâmetros médios de 1,44 e 1,02 mm, respectivamente, obtidos como a média aritmética das aberturas das peneiras.

O carvão utilizado possui as características descritas na Tabela 3.3, conforme dados enviados pela própria companhia de mineração.

O valor da condutividade térmica foi obtido da literatura⁵⁰, sendo igual a 0,19 W/m °C.

O calor específico do carvão foi determinado pelo método proposto por Eiserman et alii⁵³:

$$C_{pBS} = 0,37 (\%CF) + 0,26 (\%CZ) + 0,70 (\%MV) \quad (3.9)$$

onde : Cp_{BS} é o valor específico, em base seca, em $J/kg\ ^\circ C$,
 CF representa o carbono fixo, CZ as cinzas e MV os materiais voláteis.

ANÁLISE IMEDIATA	COMPOSIÇÃO (%)
Umidade Total	4,30
Voláteis	20,90
Carbono Fixo	27,51
Enxofre	3,09
Cinzas	44,20
PODER CALORÍFICO ($\frac{kcal}{kg}$)	
P.C. Inferior	4252
P.C. Superior	4410
OUTRAS PROPRIEDADES	
Massa Específica ($\frac{kg}{m^3}$)	1750
Reatividade (vol.CO/100vol.CO ₂)	90

Tabela 3.3 - Características físicas do carvão granulado

A velocidade de mínima fluidização foi determinada segundo o método proposto por Kunii e Levenspiel⁴ e a velocidade terminal, pela correlação de Massarani⁵⁴, válida para partículas isométricas e decorrente do ajuste dos dados experimentais de Pettyjohn e Christiansen⁵⁵. Admitiu-se, para o cálculo de ambas velocidades, uma esfericidade de 0,65, co-

mo usado por Scolin².

Diâmetro médio das partículas (mm)	Velocidade de mínima fluidização(m/s)	Velocidade terminal das partículas ($\frac{m}{s}$)
1,02	0,21	3,20
1,44	0,36	3,80

Tabela 3.4 - Características fluidodinâmicas das partículas de carvão granulado

III.3. OUTROS MATERIAIS

O material usado para isolamento térmico consiste de mantas de fibra cerâmica do tipo Kaowool, fabricadas por Bobcock e Wilcox, cujas características são dadas abaixo, conforme catálogo do fabricante.

Análise Química Típica (%)		Propriedades Físicas	
Al ₂ O ₃	47,00	Diâmetro das fibras (μ)	2,8
SiO ₂	52,90	Comprimento das fibras(cm)	10,0
Fe ₂ O ₃	0,05	Calor específico ($\frac{cal}{g \cdot ^\circ C}$)	0,255
Outros	0,05	Massa específica (kg/m ³)	96
		Condutividade térmica($\frac{kcal \cdot m}{m^2 \cdot h \cdot ^\circ C}$)	0,03

Tabela 3.5 - Características físicas do isolante térmico

III.4. DESCRIÇÃO DO EQUIPAMENTO E MÉTODO DE MEDIDA

A Figura 3.1 mostra o equipamento experimental utilizado para a obtenção dos dados citados neste trabalho.

O ar é injetado no sistema por um soprador tipo ventilador radial (1), fabricado pela MARELLI, sendo especificado como do tipo LA 70/4 com motor BÚFALO assíncrono trifásico de 10 CV trabalhando em regime contínuo a 3500 rpm, com capacidade dada em placa de $17 \text{ m}^3/\text{min}$ e 1000 mm CA.

O fluxo de ar é dividido em duas correntes denominadas ar primário e ar secundário.

O ar primário flui para a câmara plena, onde se encontra o leito de partículas, através de uma placa distribuidora com borbulhadores (4) e promove a expansão do leito. O ar secundário é injetado através de seis orifícios laterais localizados acima dos injetores primários (5) e, encontrando o leito já expandido, contribui para o arraste das partículas através do tubo transportador ou tubo de teste (7). A suspensão gás-sólido, após passagem pelo tubo de teste é admitida em dois ciclones associados em série (9) e (11), onde os sólidos são separados e retornam ao sistema (16) através de reinjeção pneumática (17). Os sólidos não retidos pelos separadores são coletados e conduzidos a um filtro bolsa (12) de onde retornam ao sistema após cada corrida, por via manual, utilizando-se para tal fim o reservatório de alimentação de sólidos (13).

A suspensão gás-sólido escoia verticalmente no sentido ascendente através do tubo de teste, que consiste em um

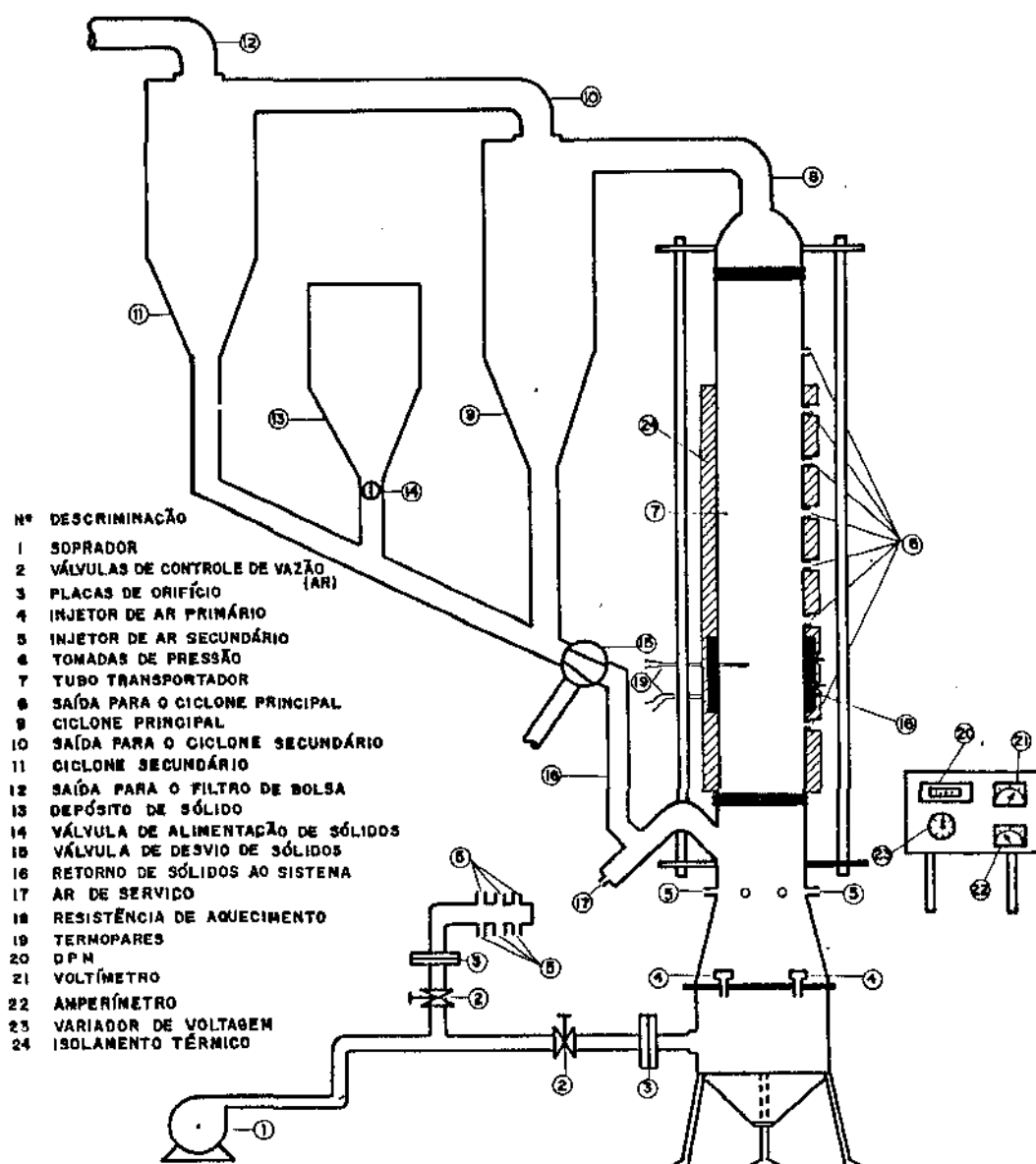


Figura 3.1 - Montagem Experimental

tubo de vidro pirex de 150 cm de altura, 9,5 cm de diâmetro interno e 10,4 cm de diâmetro externo; fabricado pela SCHOTT-RUHRGLÄS (Alemanha). A seção de troca térmica consiste de dois aquecedores elétricos do tipo coleira (18), de mesmo diâmetro que o tubo de teste, com 15 cm de altura, dispostos a 60 e 120 cm da placa distribuidora do ar primário. As coleiras de aquecimento são fabricadas em aço inox, com resistências internas de ferro-constantan e industrializados pela SIMATEC-EQUIPAMENTOS INDUSTRIAIS LTDA com especificações de 220V, 1400 W e 1000 W, respectivamente, conforme posicionamento dado acima.

O sistema é isolado termicamente por fitas de amianto de 3 cm de largura por 1 cm de espessura, às quais são sobrepostas mantas de fibras cerâmicas de 5 cm de espessura(24).

A medida das temperaturas da parede interna dos aquecedores e da suspensão gás-sólido (temperatura "bulk") é realizada por meio de pares termoeletrônicos do tipo ferro-constantan.

Os sistemas de controle e medida das vazões do ar primário e secundário são independentes mas idênticos constituídos de válvulas tipo gaveta (2) e placas de orifício (3) separados por uma distância de 93 cm, localizados em tubos horizontais paralelos de ferro-carbono com diâmetro interno de 6,76 cm. As placas de orifício têm diâmetros $D_0 = 29,7$ mm e $D_1 = 33$ mm; estão instaladas entre flanges e possuem tomadas de pressão colocadas a 25,4 mm das mesmas.

No intervalo compreendido entre a válvula gaveta usa

da para o controle do fluxo de ar e a placa de orifício existe em ambos os tubos, termopares tipo J e tomadas de pressão ligadas a manômetros de tubo em U aberto, com o intuito de obter a temperatura e a pressão do ar necessárias à equação do cálculo da vazão.

As vazões de ar primário e secundário foram determinadas por equações obtidas a partir do método descrito por Spink⁵⁶.

Segundo esse, a equação completa para medida de escoamento de gás pode ser escrita por 3.10:

$$Q_h = (F_b, F_r, V, F_{pb}, F_{tf}, F_g, F_{pv}, F_{wv}, F_a, F_m) \sqrt{h_w P_f} \quad (3.10)$$

Dados obtidos em uma corrida feita apenas com ar permitiu a determinação dos diversos coeficientes que estão entre parênteses, fazendo com que a equação tomasse a seguinte forma :

$$Q_h = 243 \frac{T_b (^{\circ}R)}{520} \cdot \sqrt{\frac{520}{T_f (^{\circ}R)}} \cdot \sqrt{h_w \cdot P_f} \quad (3.11)$$

onde: Q_h é a vazão volumétrica de gás em ft^3/h , T_b , a temperatura ambiente absoluta em $^{\circ}R$, T_f , a temperatura absoluta do gás em $^{\circ}R$, P_f , a pressão estática absoluta do gás em psia e h_w a deflexão manométrica, em polegadas de água, medida em manômetro de tubo em U através de tomadas feitas na placa.

A reinjeção pneumática de sólidos é realizada por

meio de ar comprimido cujo controle é feito mediante um filtro regulador de pressão e a medida da vazão é obtida com a utilização de uma placa de orifício de diâmetro interno igual a 13,5 cm. Segundo dados do próprio fabricante a equação para o cálculo da vazão mediante esta placa é dada por 3.12:

$$Q_{ac} = 1,2906 + 0,054667 \cdot h_{Hg} - 1,67 \times 10^{-4} h_{Hg}^2 + 1,99 \times 10^{-7} h_{Hg}^3 \quad (3.12)$$

onde : Q_{ac} é a vazão em m^3/h e h_{Hg} , a deflexão manométrica em milímetros de mercúrio, medido em um manômetro de tubo em U.

Os sólidos são alimentados ao sistema para início de trabalho, ou realimentados durante uma tomada de dados, através de um reservatório de forma cilíndrica com base cônica (13), tendo em sua parte inferior uma válvula borboleta (14). Quando esta é aberta os sólidos caem por gravidade e com a ajuda da reinjeção pneumática passam pela válvula de desvio de sólidos (15) indo até o sifão e daí para a câmara plena, retornando portanto ao tubo de teste. Através da válvula de desvio de sólidos (15) é possível determinar a vazão de recirculação de sólidos. Com um becker coleta-se uma determinada massa de partículas num intervalo de tempo cronometrado, a qual é realimentada ao sistema através do reservatório de depósito, para que a carga do leito e a vazão de reciclo permaneçam constantes.

A determinação da massa recolhida é feita mediante uma balança elétrica digital de resposta rápida, modelo LI-

BROR-BE fabricado pela INSTRUMENTOS CIENTÍFICOS C.G.LTDA-SP.

O sistema permite ainda a determinação do gradiente de pressão ao longo do tubo transportador através de seis tomadas de pressão ligadas a um multimanômetro, sendo o fluido manométrico água.

Os pares termoeletrônicos, usados para as medidas das várias temperaturas citadas anteriormente, estão conectados a uma chave seletora de 10 posições acoplada a um milivoltímetro (DPM) (20).

O milivoltímetro consiste de um medidor digital de painel, modelo MD-045, fabricado pela ECB-Equipamentos Científicos do Brasil.

O sistema de controle e medida da potência elétrica fornecida aos aquecedores é composto de variadores de tensão, voltímetros(21) e amperímetros (22). Os variadores de tensão (23) são especificados como do tipo M2407 com entrada de 220V, 7,5A e potência de 1800W, fabricados pela AUJE INDÚSTRIA ELETRÔNICA LTDA. Os voltímetros e amperímetros são produzidos pela RENZ, possuindo escalas de 0 a 250V e 0 a 5A, respectivamente.

Os pares termoeletrônicos utilizados estão referenciados à temperatura de 0°C , sendo dispostos em poços de aço inox para proteção contra a ação abrasiva da suspensão. A equação que fornece a temperatura em função da voltagem, para termopares do tipo J, foi obtida a partir de um programa em linguagem BASIC, que ajusta um polinômio de interpolação a partir da tabela fornecida pela ECIL, sendo dada por :

$$T = 19,473887.E - 1,1226744 \times 10^{-1}.E^2 + 2,7239574 \times 10^{-3}.E^3 \quad (3.13)$$

onde : T representa a temperatura em $^{\circ}\text{C}$ e E, a tensão em milivolts.

III.5. OPERAÇÃO DO EQUIPAMENTO

Podemos caracterizar o método de operação, na obtenção dos pontos experimentais, segundo as etapas descritas abaixo.

- 1 - Acionamento do soprador e posicionamento das válvulas gavetas do ar primário e secundário, de modo a obter uma vazão de ar desejada no tubo de teste.
- 2 - Posicionamento da válvula do filtro regulador de pressão, de modo a permitir boa recirculação dos sólidos pelo ajuste da vazão de ar.
- 3 - Ajuste dos variadores de tensão, de modo a obter determinadas potências nos aquecedores elétricos. Leitura da voltagem e amperagem fornecida a cada aquecedor.
- 4 - Leitura das deflexão manométricas e pressões estáticas ao longo das placas de orifício.
- 5 - Leitura da queda de pressão ao longo do tubo de teste, detectada no multimanômetro.
- 6 - Leitura das milivoltagens nos diversos termopares do sistema, após o mesmo ter atingido a condição de estado estacionário ("steady state").

- 7 - Regulagem da válvula de desvio de sólidos para a posição de coleta de material; acionamento do cronômetro e posterior pesagem da massa recolhida.

Para a determinação da vazão de recirculação realizava-se um mínimo de três pesagens, tomando-se a média aritmética dos valores obtidos em cada uma. Inicialmente foi feita a coleta de dados com apenas o aquecedor inferior ligado, e posteriormente, com os dois aquecedores em funcionamento simultâneo. O intuito é o de observar o efeito da posição axial dos aquecedores no coeficiente de troca parede-suspensão.

Foram ainda obtidos dados com regime de leito fluidizado borbulhante para a determinação das perdas térmicas para o ambiente. Obstruíram-se os pontos de entrada do ar secundário no tubo de teste, bem como a entrada para a recirculação de sólidos, permitindo ao sistema operar apenas com o fluxo de ar primário.

As Figuras 3.2 a 3.10 representam detalhes do equipamento levando-se em conta aspectos do tubo transportador, coleiras de aquecimento, sistemas de controle e medida dos fluxos de ar primário e secundário, sistema de alimentação e retorno de sólidos e sistemas de controle e medida da potência elétrica fornecida aos aquecedores.

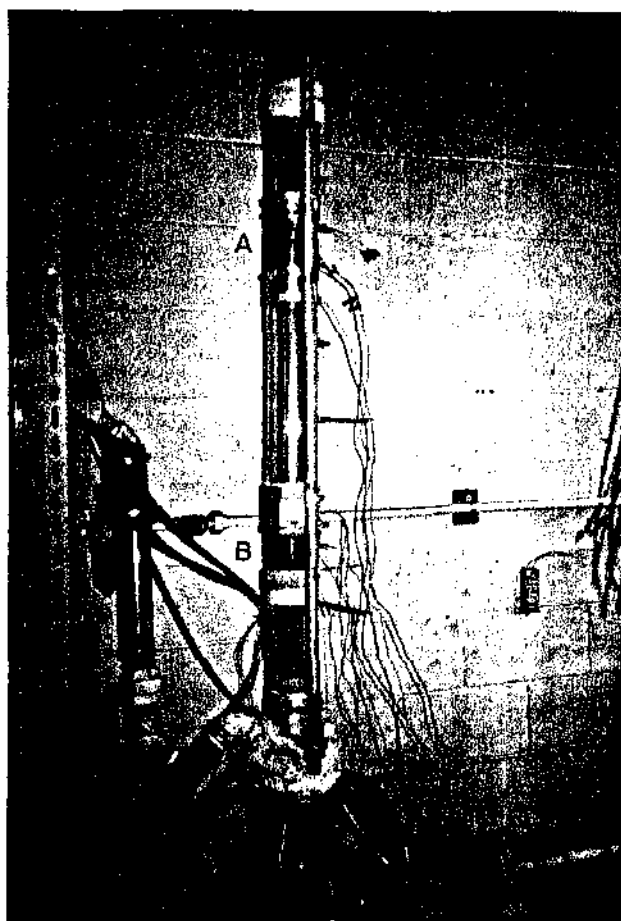


Figura 3.2 - Detalhe do tubo transportador com as duas coleiras de aquecimento (A e B)

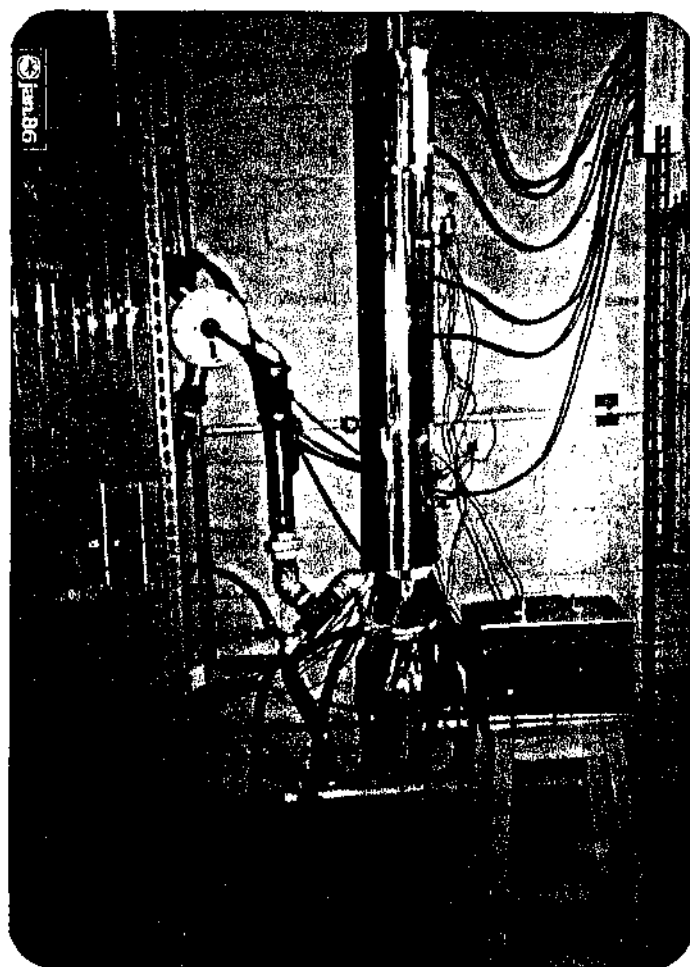


Figura 3.3 - Vista do tubo de teste isolado termicamente com as devidas tomadas de pressão

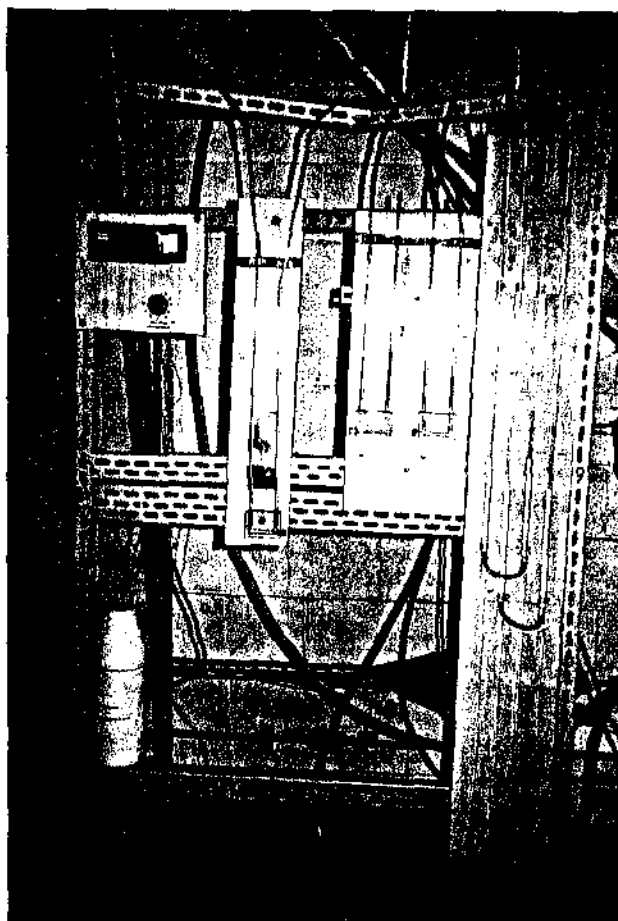


Figura 3.4 - Sistema de medida dos fluxos de ar primário, secundário e de reinjeção pneumática e das temperaturas

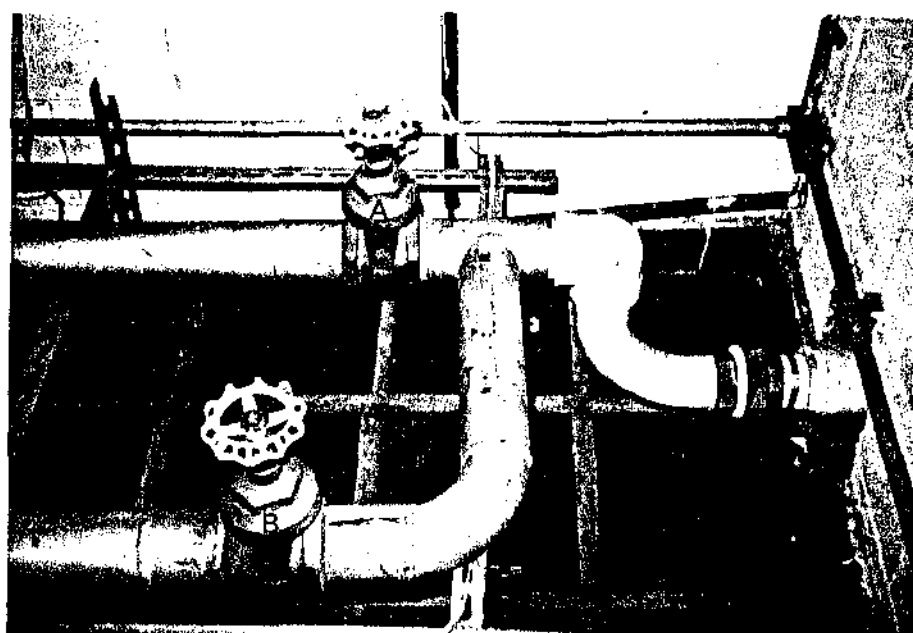


Figura 3.5 - Válvulas de controle dos fluxos de ar primário (A) e secundário (B)

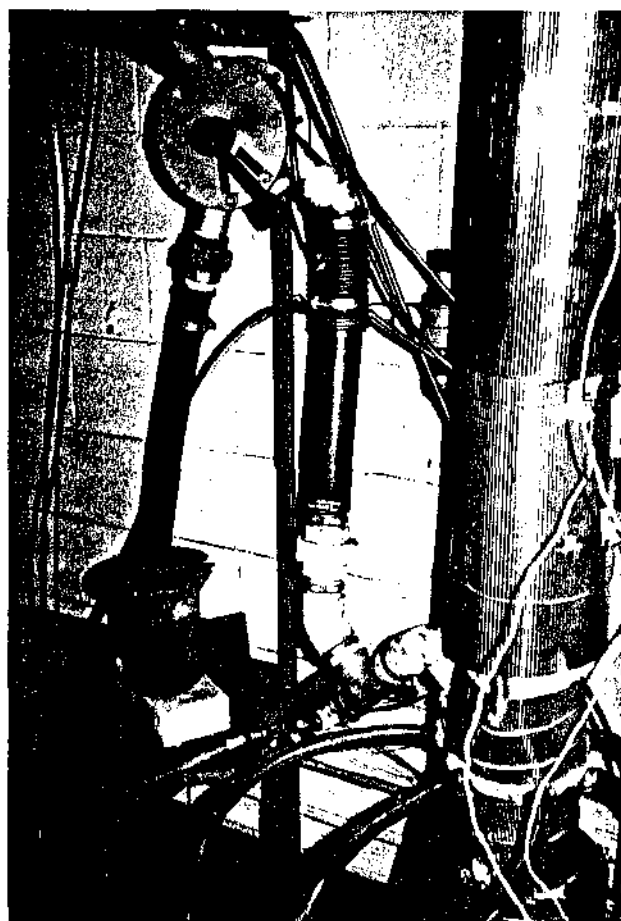


Figura 3.6 - Detalhe do sistema de retorno de sólidos com a válvula de duas vias usada para a determinação da taxa de recirculação

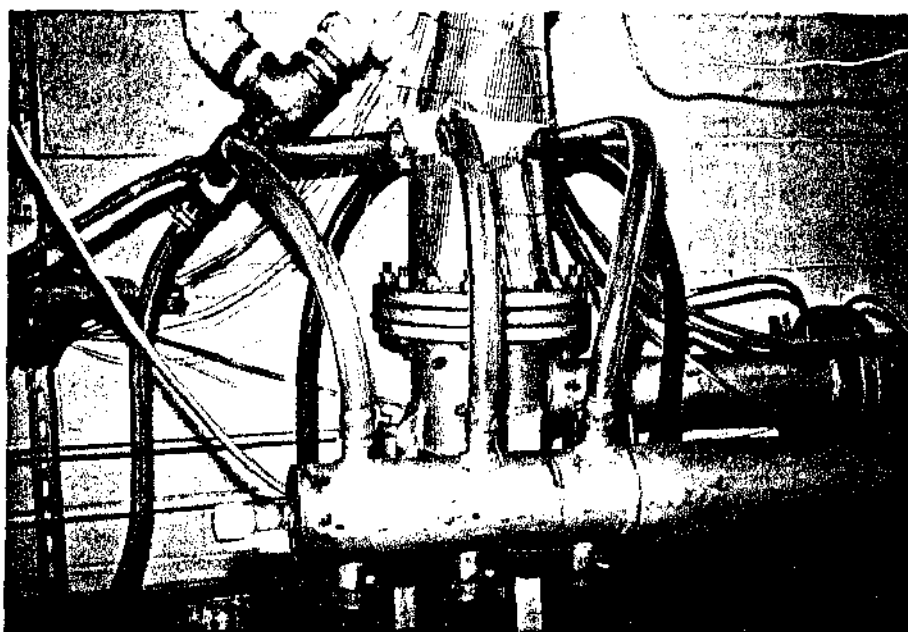


Figura 3.7 - Detalhes da entrada do fluxo de ar primário e secundário na câmara plena

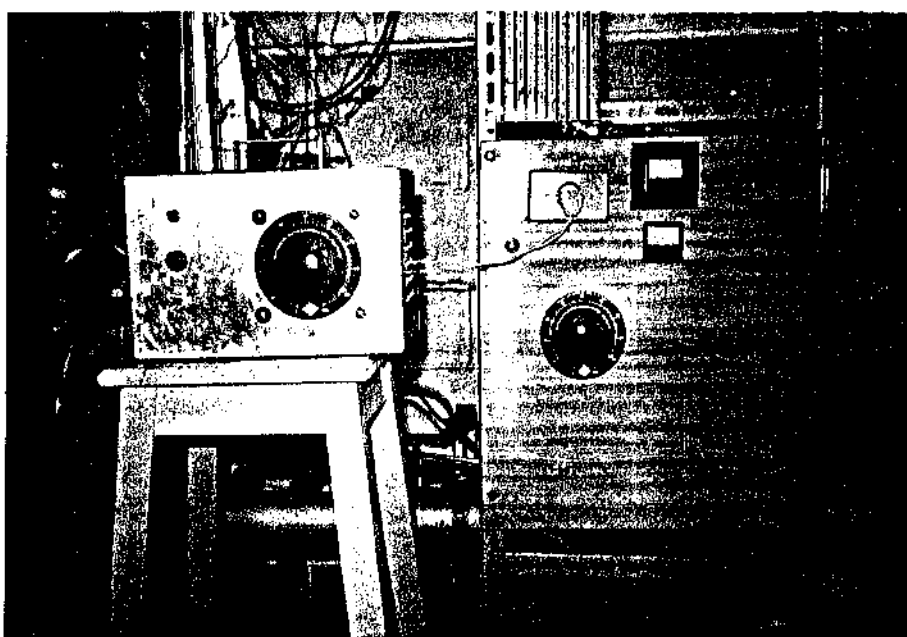


Figura 3.8 - Sistema de controle e medida da potência elétrica fornecida aos aquecedores

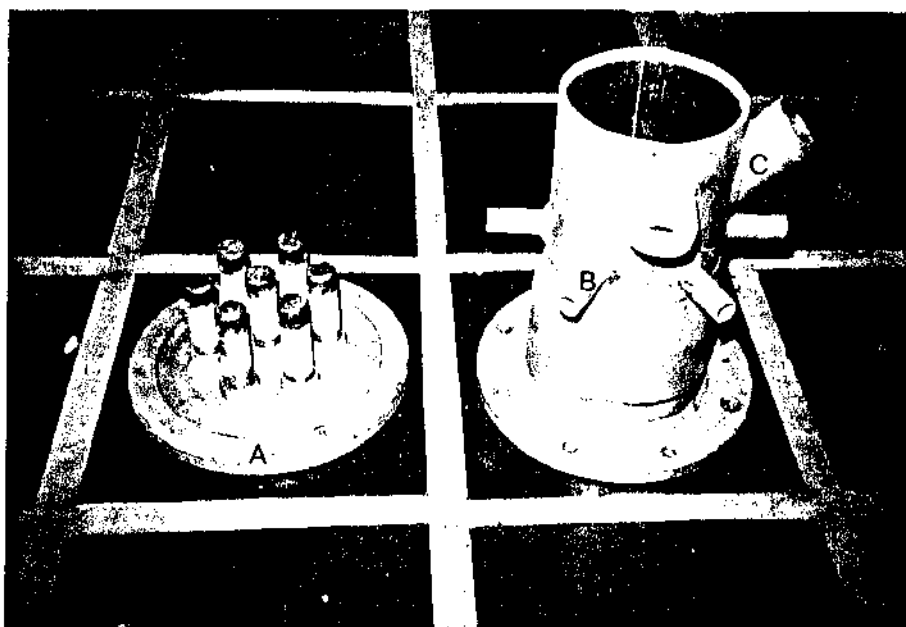


Figura 3.9 - Aspectos da placa distribuidora com os injetores de ar primário (A) e entrada do ar secundário (B) e realimentação de sólidos (C).

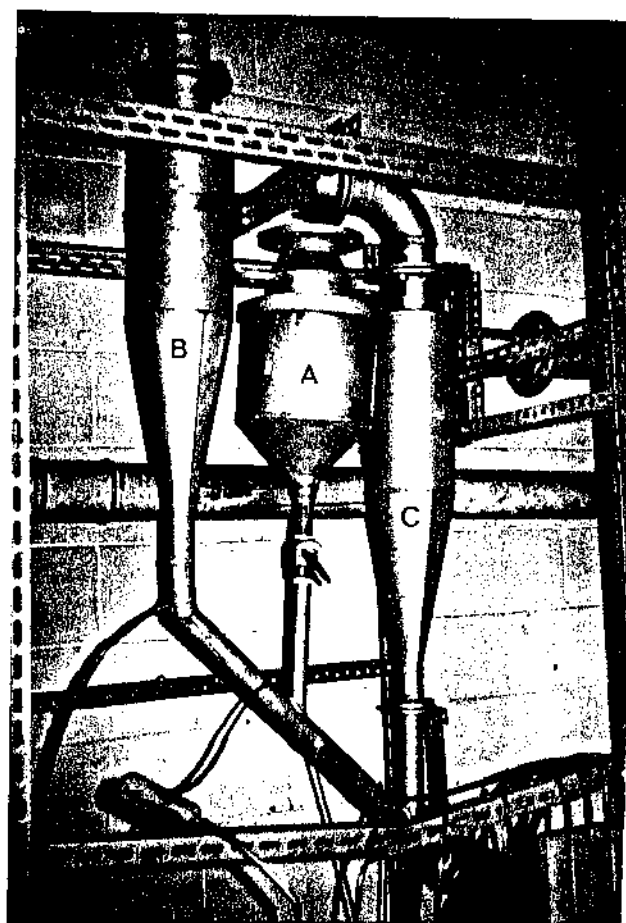


Figura 3.10 - Sistema de alimentação (A) e separação de sólidos (B e C)

CAPÍTULO IV - CÁLCULO DAS VARIÁVEIS ENVOLVIDAS E
APRESENTAÇÃO DOS RESULTADOS

IV.1. DETERMINAÇÃO DA POROSIDADE DO SISTEMA

Uma vez colocado o sistema em operação, torna-se necessário determinar a porosidade do leito e, mais especificamente, a porosidade na região de aquecimento da mistura gás-sólido.

Partindo da consideração de que a mistura gás-sólido apresenta porosidade constante ao longo da secção transversal do tubo, na região de aquecimento, foi possível a determinação desta a partir de correlações existentes na literatura.

IV.1.1. DETERMINAÇÃO DA POROSIDADE NO SISTEMA AR-ESFERA DE VIDRO

Admitindo que as esferas de vidro apresentam esfericidade igual a 1 ($\phi = 1$), determinou-se inicialmente a velocidade terminal das partículas a partir das correlações de Kunii e Levenspiel⁴, Yuan⁵¹ e Concha e Almendra⁵², já citadas anteriormente.

Uma vez conhecida a velocidade terminal das partículas, determinou-se a porosidade do leito a partir de dois métodos de cálculo, a saber :

a - Método simplificado

Este método parte da presunção de que a velocidade relativa obtida a partir da velocidade local do fluido e da velocidade superficial do sólido, representa a própria velocidade terminal das partículas. Temos então :

$$u - v = V_{\infty} \quad (4.1)$$

$$u = \frac{W_g}{\rho_g \cdot A \cdot \epsilon} \quad e; \quad (4.2)$$

$$v = \frac{W_s}{\rho_s \cdot A \cdot (1-\epsilon)} \quad (4.3)$$

b - Método de Yang⁵⁷

Yang, partindo da equação do balanço de forças e admitindo regime permanente, obteve uma equação para a velocidade local do sólido implícita em ϵ e f_s . O termo que representa o fator de fricção dos sólidos, f_s , por sua vez é expresso em função de ϵ , u , v e V_{∞} segundo a correlação 4.4:

$$f_s = 0,00315 \cdot \left(\frac{(1-\epsilon)}{\epsilon^3} \right) \left[\frac{(1-\epsilon)V_{\infty}}{(u-v)} \right]^{-0,979} \quad (4.4)$$

As velocidades locais do sólido e do fluido são calculadas através da solução do sistema composto pelas equações da conservação da massa. Assim, temos :

$$v = u - V_{\infty} \sqrt{\left(1 + \frac{2 \cdot f_s \cdot v^2}{g \cdot D_t} \right) \epsilon^{4,7}} \quad (4.5)$$

onde : u e v são obtidos pelas equações (4.2) e (4.3) citadas anteriormente.

Segundo Yang, esta correlação se aplica muito bem para faixa de diâmetros de partículas de 0,109 e 2,02 mm e densidade dos sólidos de 860 kg/m³ a 2707 kg/m³.

IV.1.2. DETERMINAÇÃO DA POROSIDADE NO SISTEMA AR-PARTÍCULAS DO CARVÃO

Foi admitido para as partículas de carvão uma esfericidade igual a 0,65, conforme dados de Scolin² e da própria literatura⁴.

Partindo-se do valor citado de esfericidade, determinou-se a velocidade terminal das partículas a partir da correlação de Massarani⁵⁴, válida para partículas isométricas e decorrente do ajuste dos dados experimentais de Pettyjohn e Christiansen⁵⁵.

Uma vez conhecida a velocidade terminal das partículas, a porosidade do sistema foi determinada a partir dos 2 métodos, já citados anteriormente.

IV.2. DETERMINAÇÃO DO COEFICIENTE DE TRANSFERÊNCIA DE CALOR MISTURA-PAREDE

O coeficiente convectivo de transferência de calor mistura-parede (h_{mp}) é determinado a partir da lei de Newton da convecção expressa pela equação 4.6 :

$$q = h A (T_{sup} - T_{fluido}) \quad (4.6)$$

Temos, portanto, que para valores fixados de vazões de ar e de sólidos, o coeficiente de troca (h_{mp}) entre paredes aquecidas e a mistura, é medida após o sistema atingir o estado estacionário, sendo calculado através da expressão:

$$h_{mp} = \frac{\dot{Q}}{A (T_t - T_m)} \quad (4.7)$$

onde: \dot{Q} é a potência elétrica fornecida pelo aquecedor tubular, A é a área da superfície de troca, T_t é a temperatura da parede do aquecedor e T_m é a temperatura média da mistura gás-sólido (também denominada temperatura "bulk").

IV.3. RESULTADOS EXPERIMENTAIS

Os resultados experimentais que constam deste trabalho foram decorrentes de 240 pontos experimentais obtidos a partir do estudo de duas posições da secção de aquecimento ao longo do tubo de teste.

A Figura 4.1 caracteriza uma planilha de tomada de dados durante uma determinação do coeficiente de transferência de calor.

A partir dos dados constantes nessa planilha, e após o sistema atingir uma condição de estado estacionário, é possível determinar o valor do coeficiente de transferência de calor para uma determinada vazão mássica de sólidos.

IV.3.1. RESULTADOS EXPERIMENTAIS PARA LEITO FLUIDIZADO BORBULHANTE

Com o intuito de verificar as perdas térmicas existentes no sistema, decorrentes de condições de isolamento ou transferência de calor através do próprio corpo do equipamento, foi realizado um estudo prévio de determinação do coefi

Queda de Pressão ao Longo do Tubo de Teste (cm H ₂ O)			AR PRIMÁRIO		AR SECUNDÁRIO	
P _{1,2} = 1,1	P _{3,4} = 0,7	P _{5,6} = 0,2	Δh = 2,5x2 cm CC1 ₄	T̄ = 40°C	Δh = 2,7x2 cm CC1 ₄	T̄ = 40°C
P _{2,3} = 0,3	P _{4,5} = 0,3	P _{6,7} =	Pressão estática = 1,7x2 cmHg		Pressão estática = 1,5x2 cmHg	
Temperatura do ambiente			Ar de reinjeção pneumática		Sólidos	
T _{início} = 29 °C T _{final} = 31 °C T _{médio} = 30 °C			Δh = 2,2x2 cm Hg		Tipo = Esfera de vidro φ = 0,24 mm/ W _s = 283 g/s	
1 V = 125 V i = 3,6 A t = 10 min	E ₁ = 2,38 mV	5 V = 125 V i = 3,6 A t = 5 min	E ₁ = 2,49 mV	9 V = 125 V i = 3,6 A t = 3 min	E ₁ = 2,49 mV	
	E ₂ = 2,36 mV		E ₂ = 2,49 mV		E ₂ = 2,49 mV	
	E ₃ = 4,62 mV		E ₃ = 6,55 mV		E ₃ = 6,82 mV	
	E ₄ = 2,10 mV		E ₄ = 2,74 mV		E ₄ = 2,81 mV	
	E ₅ = 4,63 mV		E ₅ = 6,58 mV		E ₅ = 6,81 mV	
	E ₆ = 2,12 mV		E ₆ = 2,78 mV		E ₆ = 2,82 mV	
2 V = 125 V i = 3,6 A t = 5 min	E ₁ = 2,44 mV	6 V = 125 V i = 3,6 A t = 3 min	E ₁ = 2,45 mV	10 V = V i = A t = min	E ₁ = mV	
	E ₂ = 2,46 mV		E ₂ = 2,47 mV		E ₂ = mV	
	E ₃ = 5,49 mV		E ₃ = 6,60 mV		E ₃ = mV	
	E ₄ = 2,33 mV		E ₄ = 2,76 mV		E ₄ = mV	
	E ₅ = 5,48 mV		E ₅ = 6,62 mV		E ₅ = mV	
	E ₆ = 2,35 mV		E ₆ = 2,80 mV		E ₆ = mV	
3 V = 125 V i = 3,6 A t = 5 min	E ₁ = 2,46 mV	7 V = 125 V i = 3,6 A t = 3 min	E ₁ = 2,46 mV	11 V = V i = A t = min	E ₁ = mV	
	E ₂ = 2,48 mV		E ₂ = 2,46 mV		E ₂ = mV	
	E ₃ = 5,89 mV		E ₃ = 6,72 mV		E ₃ = mV	
	E ₄ = 2,48 mV		E ₄ = 2,77 mV		E ₄ = mV	
	E ₅ = 2,90 mV		E ₅ = 6,70 mV		E ₅ = mV	
	E ₆ = 2,50 mV		E ₆ = 2,79 mV		E ₆ = mV	
4 V = 125 V i = 3,6 A t = 5 min	E ₁ = 2,46 mV	8 V = 125 V i = 3,6 A t = 2 min	E ₁ = 2,48 mV	12 V = V i = A t = min	E ₁ = mV	
	E ₂ = 2,52 mV		E ₂ = 2,48 mV		E ₂ = mV	
	E ₃ = 6,45 mV		E ₃ = 6,80 mV		E ₃ = mV	
	E ₄ = 2,68 mV		E ₄ = 2,80 mV		E ₄ = mV	
	E ₅ = 6,42 mV		E ₅ = 6,82 mV		E ₅ = mV	
	E ₆ = 2,70 mV		E ₆ = 2,81 mV		E ₆ = mV	
Potência = 451,5 W			T _t = 110 °C T _b = 53 °C		h = 178 W/m ² °C	

Figura 4.1 - Planilha de tomada de dados para o cálculo de

 h_{mp}

ciente de troca mistura-parede para as condições de leito fluidizado borbulhante, sem recirculação. De posse dos resultados, estes foram comparados com correlações de uso corrente na literatura.

A partir desta análise foi concluído que as perdas de calor no sistema podiam ser consideradas desprezíveis, uma vez que os valores experimentais obtidos para o coeficiente de T.C apresentaram um desvio de no máximo 12% em relação àqueles obtidos pela correlação de Toomey e Johnstone¹⁷, nas mesmas condições, conforme atesta a Tabela 4.1.

Partículas	Diâmetro mm	Relação u/U_{mf}	h_{mp} Calculado experimentalmente $(\frac{W}{m^2 \cdot ^\circ C})$	h_{mp} calculado pela correlação de Toomey e Johnstone $(\frac{W}{m^2 \cdot ^\circ C})$ e desvio em %	
Esfera de vidro	0,24	12	347,0	347,8	0,2%
	0,40	5,8	350,0	356,5	1,8%
		6,2	324,3	368,9	12%
Carvão gra nulado	1,02	4,0	307	318,8	3,7%
	1,44	2,0	280	290,4	3,6%

Tabela 4.1 - Valores de h_{mp} experimental e pela correlação de Toomey e Johnstone¹⁷ para o leito fluidizado borbulhante

IV.3.2. RESULTADOS EXPERIMENTAIS PARA LEITO FLUIDIZADO RECIRCULANTE

IV.3.2.1. REGIÃO DE AQUECIMENTO NA POSIÇÃO INFERIOR DO TUBO DE TESTE

Considerando de princípio a região de aquecimento localizada a 60 cm dos distribuidores de ar primário, foi obtido um total de 180 pontos experimentais para o conjunto dos sólidos utilizados, o que possibilitou uma análise mais detalhada da variação de h_{mp} , com a natureza, tamanho das partículas e com a vazão mássica de recirculação dos sólidos.

Algumas considerações restritivas são levadas em conta quando da determinação de h_{mp} , ou seja :

- a - as partículas de gás e de sólido têm a mesma temperatura na entrada da secção de aquecimento;
- b - a fase sólida está uniformemente distribuída através da secção transversal do tubo;
- c - as partículas têm tamanho uniforme;
- d - efeitos de radiação são desprezados em virtude da faixa de temperatura a ser usada;
- e - as propriedades do fluido são constantes ao longo de todo o cilindro na altura da medição e são aquelas obtidas a partir da temperatura "bulk" da mistura;
- f - o fluxo de calor na parede do tubo é uniforme.

Uma vez conhecida a porosidade do sistema ou, em outras palavras, a concentração de sólidos na mistura e o coe

ficiente de T.C mistura-parede, outras características do sistema e dos constituintes da suspensão são também determinadas no intuito de correlacionar os possíveis parâmetros capazes de influenciar as variações deste coeficiente. Nestas condições determinou-se em cada corrida experimental, além do número de Nusselt da partícula e da porosidade do sistema, o número de Reynolds da partícula, a razão entre as condutividades térmicas do sólido e do gás, a razão entre os calores específicos do sólido e do gás, e a razão entre as massas específicas do sólido e do gás.

IV.3.2.2. REGIÃO DE AQUECIMENTO POSICIONADA NA PARTE SUPERIOR DO TUBO DE TESTE

Na tentativa de se analisar uma possível variação do coeficiente de T.C mistura-parede com a variação da posição axial da seção de aquecimento ao longo do tubo de teste outro conjunto de dados experimentais foi obtido com a região de aquecimento posicionada a 120 cm acima dos distribuidores de ar primário, perfazendo um total de 60 pontos experimentais.

IV.4. APRESENTAÇÃO DOS RESULTADOS

As Figuras 4.2, 4.3, 4.4, 4.5, 4.6, 4.7, 4.8 e 4.9 caracterizam gráficos que relacionam variações de h_{mp} com a vazão mássica de recirculação dos sólidos para o sistema ar-esfera de vidro e para o sistema ar-partículas de carvão, com a região de aquecimento situada na parte inferior (a 60 cm do

distribuidor) e na parte superior (a 120 cm do distribuidor) do tubo de teste.

O equipamento experimental utilizado permitiu que se utilizassem velocidades superficiais de gás na faixa de 2,0 m/s a 6,0 m/s, o que propiciou uma variação de número de Reynolds das partículas na faixa de 40 a 300.

Os erros decorrentes das medidas da temperatura de parede (T_p) correspondem a $\pm 2,0\%$ dos valores obtidos enquanto que os provenientes das medidas da temperatura da mistura (T_m) estão na faixa de $\pm 6,0\%$ dos respectivos valores, sendo inerente da própria utilização dos termopares.

Na medida de \dot{Q} os erros decorrentes de perdas de calor para o meio externo atingiram em média cerca de $\pm 3,0\%$ conforme atesta a Tabela 4.1. Com relação ao cálculo de h_{mp} tais erros podem ser considerados desprezíveis.

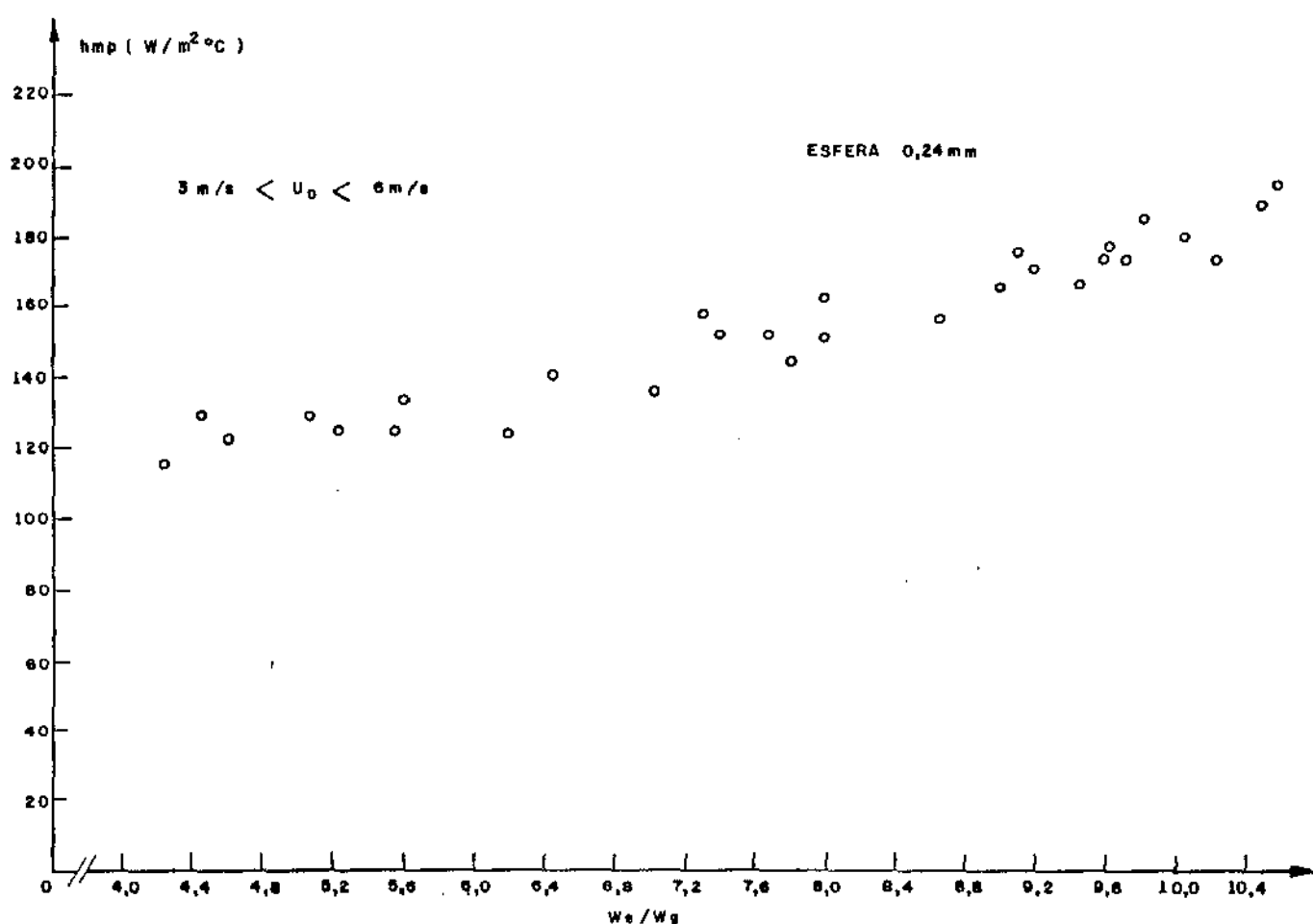


Figura 4.2 - Variação de h_{mp} com W_s/W_g para o sistema ar-esfera de vidro ($d_p = 0,24\text{mm}$) com a região de aquecimento situada a 60cm do distribuidor de ar

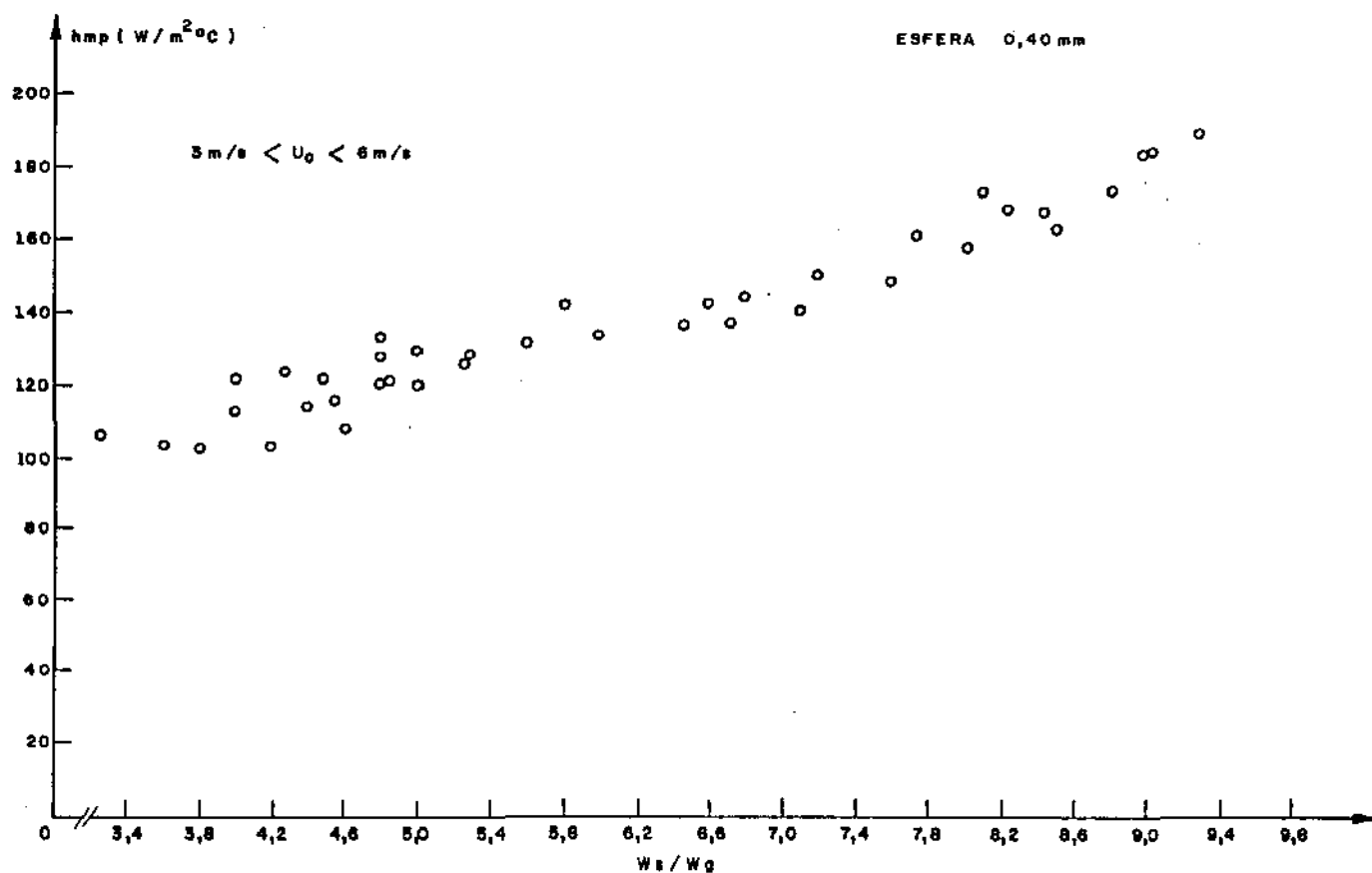


Figura 4.3 - Variação de h_{mp} com W_s/W_g para o sistema ar-esfera de vidro ($d_p = 0,40\text{mm}$) com a região de aquecimento situada a 60cm do distribuidor de ar

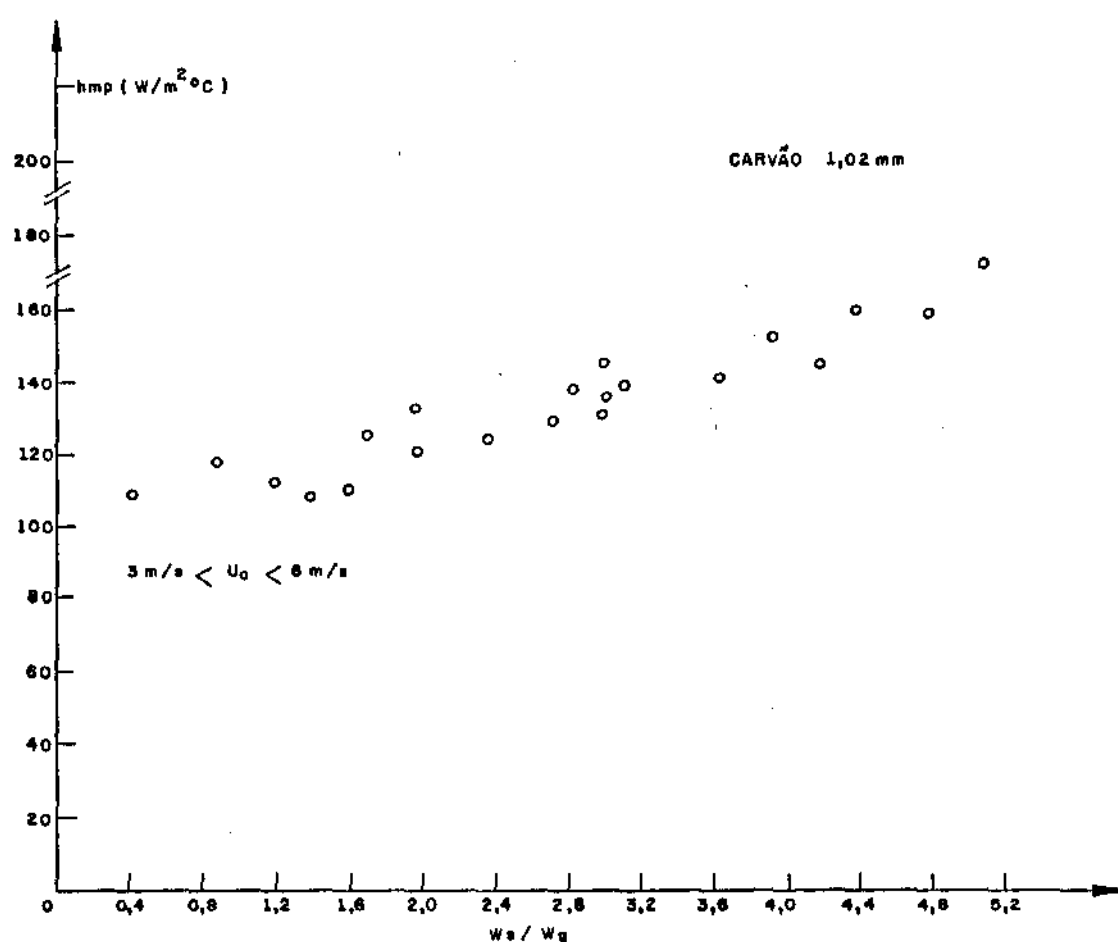


Figura 4.4 - Variação de h_{mp} com W_s/W_g para o sistema ar-partículas de carvão ($d_p = 1,02\text{mm}$) com a região de aquecimento situada a 60cm do distribuidor de ar

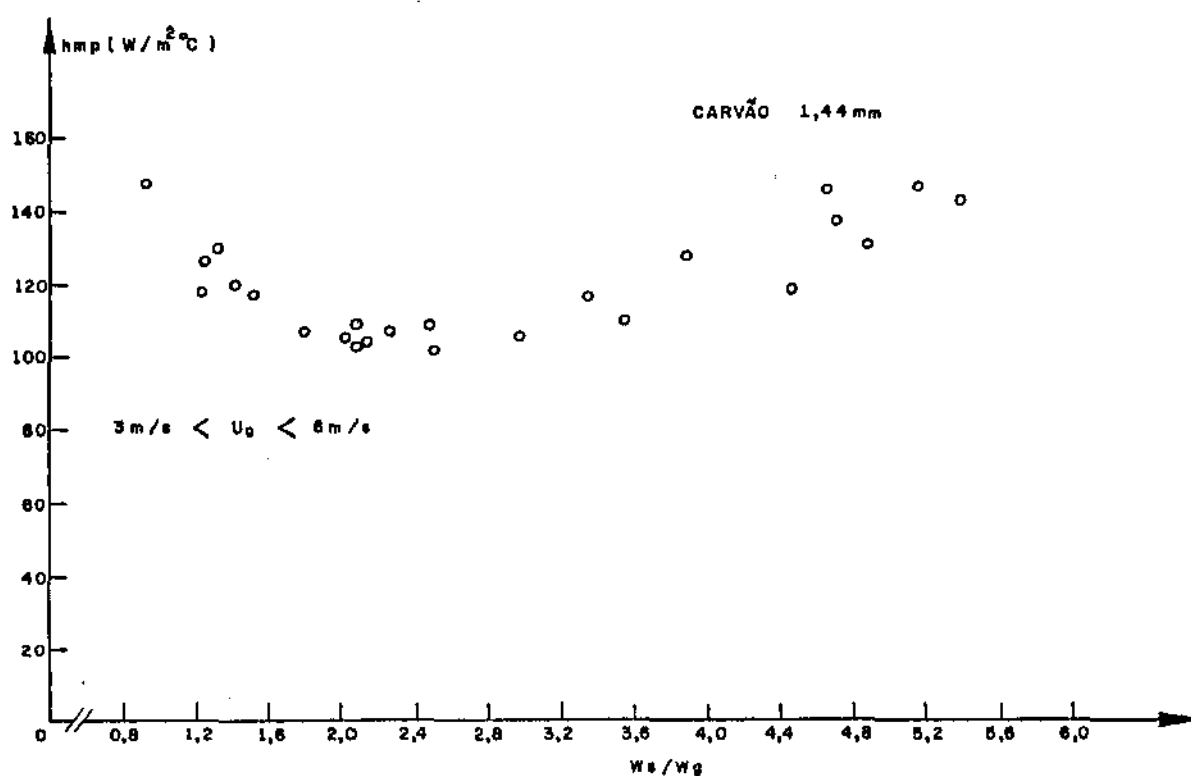


Figura 4.5 - Variação de h_{mp} com W_s/W_g para o sistema ar-partículas de carvão ($d_p = 1.44$ mm) com a região de aquecimento situada a 60 cm do distribuidor de ar

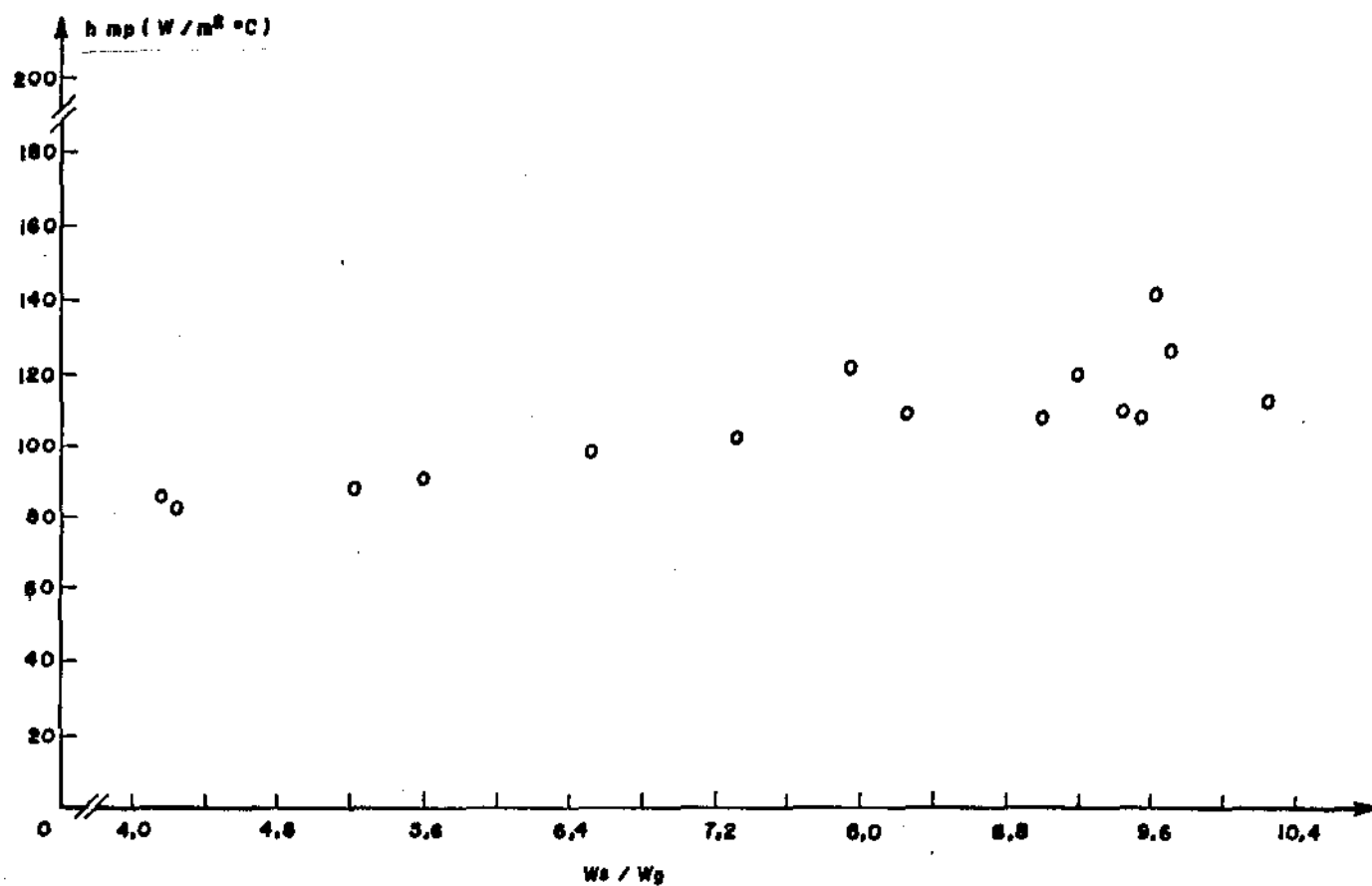


Figura 4.6 - Variação de h_{mp} com W_s / W_g para o sistema ar-esfera de vidro ($d_p = 0,24\text{mm}$) com a região de aquecimento situada a 120cm do distribuidor de ar

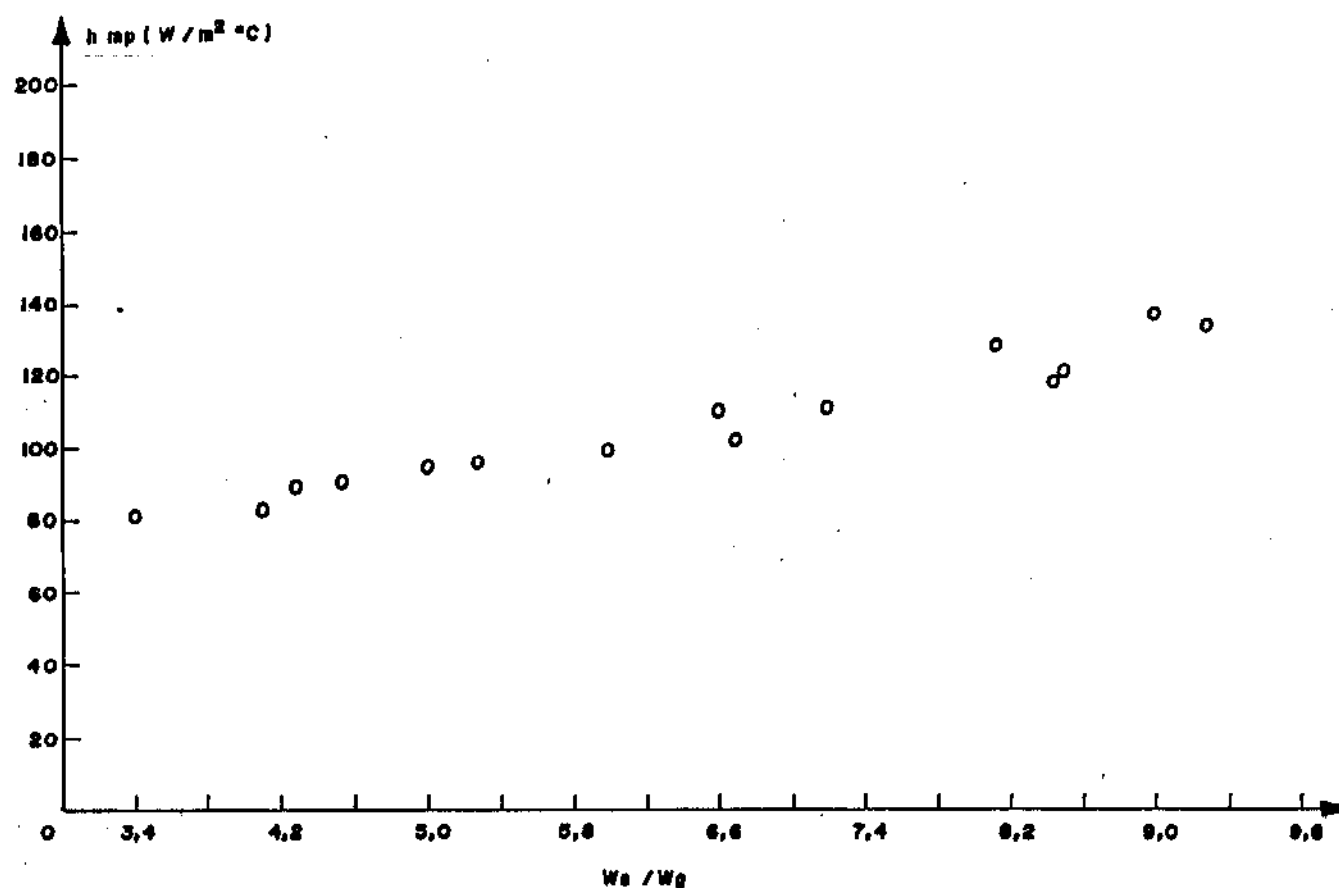


Figura 4.7 - Variação de h_{mp} com W_s/W_g para o sistema ar-esfera de vidro ($d_p = 0,40\text{mm}$) com a região de aquecimento situada a 120cm do distribuidor de ar

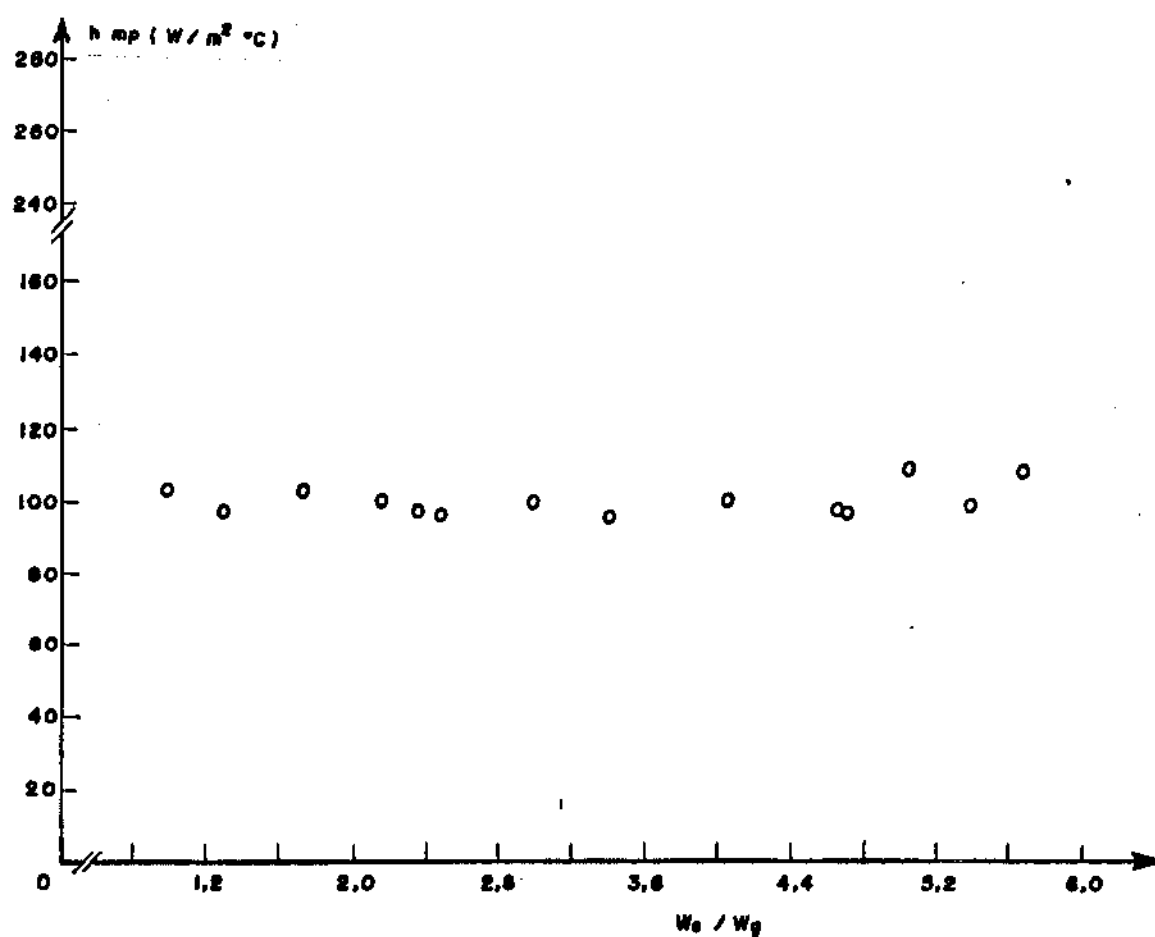


Figura 4.8 - Variação de h_{mp} com W_s/W_g para o sistema ar-partículas de carvão ($d_p = 1,02\text{mm}$) com a região de aquecimento situada a 120cm do distribuidor de ar

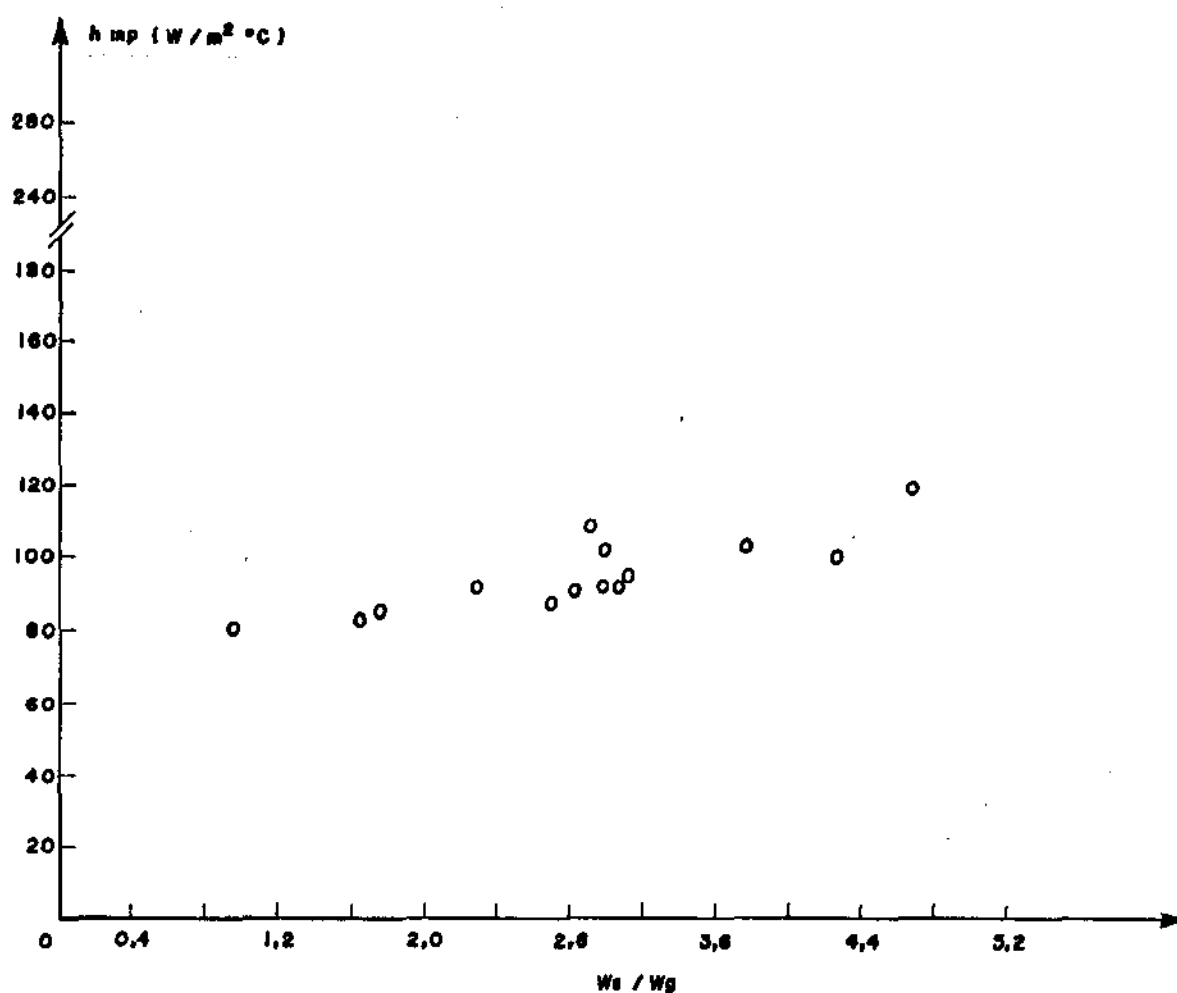


Figura 4.9 - Variação de h_{mp} com W_s/W_g para o sistema ar-partículas de carvão ($d_p = 1,44\text{mm}$) com a região de aquecimento situada a 120cm do distribuidor de ar

CAPÍTULO V - CORRELACIONAMENTO DOS DADOS PARA O COEFI
CIENTE DE TROCA TÉRMICA PAREDE SUSPENSÃO

V.1 - INTRODUÇÃO

A natureza análoga de transporte de momento e energia em fluxo de uma só fase é bem conhecida. A possibilidade de estender esta analogia para envolver fluxo de suspensões gás-sólido serve como motivo suficiente para promover uma investigação da mecânica de fluidos das suspensões.

Se tal analogia pode existir, uma compreensão do transporte de momento pode servir como ponto de partida para o desenvolvimento de um modelo para transporte de energia.

No caso específico deste trabalho, o estudo do processo de transferência de calor mistura-parede, em termos da obtenção de correlações para o referido coeficiente de troca, normalmente é feito a partir da análise dimensional das variáveis que afetam o processo face à dificuldade do tratamento analítico deste problema, a partir das equações de transferência de quantidade de movimento, equação da energia e outras.

As propriedades de fluxo de suspensões gasosas foram correlacionadas por grupos adimensionais há bastante tempo (1945). No entanto, somente mais recentemente (1966), este caminho foi aplicado para suspensões no que diz respeito à transferência de calor. A análise, sob este ponto de vista, tem fornecido bons resultados, uma vez que quase a totalidade dos estudos de transferência de calor parede-suspensão tem sido feita deste modo.

V.2 - ANÁLISE DIMENSIONAL DA TRANSFERÊNCIA DE CALOR

Normalmente encontram-se coeficientes de transferência de calor em leitos fluidizados de gás na faixa de 10 a 40 vezes o coeficiente para gases puros e, desde que, o leito representa uma complexa interação entre gás e sólido, muitos fatores interagem no processo e correlações generalizadas devem levar em conta este comportamento. Excluindo efeitos de ra-dição, de princípio, as variáveis a serem consideradas no processo de convecção são:

1. Propriedades do gás:

densidade ρ_g , viscosidade μ , calor específico C_{pg} , condutividade térmica k_g

2. Propriedades do sólido:

diâmetro da partícula d_p , densidade ρ_s , esfericidade ϕ_s , calor específico C_{ps} , condutividade térmica k_s

3. Condições na mínima fluidização:

velocidade de mínima fluidização U_{mf} , porosidade na mínima fluidização ϵ_{mf}

4. Condições de fluxo:

velocidade superficial do gás U_0 , porosidade ϵ , taxa de re-circulação dos sólidos W_s

5. Propriedades geométricas:

diâmetro do leito D_t , altura do leito estático L_m , comprimento da superfície de transferência de calor L_h , localização da superfície de transferência de calor.

A análise dimensional com estas variáveis pode, então, ser escrita na forma:

$$\frac{h_{mp}}{k_g} \frac{dp}{dp} = f\left(\frac{C_{pg}}{k_g} \mu, \frac{dp}{\mu} \frac{\rho_g U_o}{\rho_g}, \frac{\rho_s}{\rho_g}, \frac{C_{ps}}{C_{pg}}, \frac{k_s}{k_g}, \frac{D_t}{dp}, \frac{Lh}{dp}, \frac{U_o}{U_{mf}}, \epsilon_{mf}, \epsilon\right) \quad (5.1)$$

Contudo, devemos reconhecer que muitos destes termos e grupos são interrelacionados. Por exemplo, U_{mf} pode ser determinado a partir de dp , ρ_s , ρ_g e W_s , para um determinado valor de ϕ_s . Podemos, então, verificar que as diferentes formas de correlações apresentadas no Capítulo II para cobrir da dos do leito fluidizado borbulhante e do transporte pneumático em fase diluída são atribuídas em parte a esta complexa interrelação entre as variáveis e também a importante contribuição de distribuidores de gás, os quais devem também ser considerados durante uma análise deste tipo.

Dentro deste ponto de vista, procurou-se encontrar uma expressão para o coeficiente de transferência de calor mistura-parede no leito fluidizado recirculante que fosse similar àquelas existentes no leito fluidizado borbulhante.

No sentido de relacionar o tamanho e a natureza das partículas, a razão entre as vazões mássicas do sólido e do gás, e propriedades físicas e de transporte do gás e das partículas sólidas foi esquematizada uma correlação na forma:

$$\frac{h_{mp}}{k_g} \frac{dp}{dp} = A \left(\frac{dp}{\mu} \frac{\rho_g U_o}{\rho_g}\right)^a \left(\frac{k_s}{k_g}\right)^b \left(\frac{C_{ps}}{C_{pg}}\right)^c \left(\frac{\rho_s}{\rho_g}\right)^d (1 - \epsilon)^e \quad (5.2)$$

onde A, a, b, c, d e e representam constantes numéricas a serem determinadas a partir de um método numérico qualquer.

V.2.1 - CORRELAÇÃO OBTIDA A PARTIR DO MÉTODO DE REGRESSÃO LINEAR MÚLTIPLA

Logaritimizando a equação 5.2 e utilizando o método numérico de Regressão Linear Múltipla dos mínimos quadrados com posterior solução do conjunto de equações lineares obtido através do processo de pivotamento central de Gauss, método este que é apresentado no anexo. A, foi possível obter as constantes numéricas que constam da referida equação. Para o conjunto de 180 pontos experimentais utilizados o resultado obtido foi:

$$A = 0,02685$$

$$a = 0,491$$

$$b = 0,124$$

$$c = 1,256$$

$$d = 0,521$$

$$e = 0,412$$

O anexo B apresenta o programa utilizado em linguagem de programação BASIC e processado em um microcomputador ITAUTEC modelo I-7000.

A correlação assim obtida assumiu, portanto, a forma:

$$\frac{h_{mp} dp}{k_g} = 0,02685 \left(\frac{dp \rho_g U^a}{\mu} \right)^{0,491} \left(\frac{k_s}{k_g} \right)^{0,124} \left(\frac{C_{ps}}{C_{pg}} \right)^{1,256} \left(\frac{\rho_s}{\rho_g} \right)^{0,521} (1-\epsilon)^{0,412}$$

(5.3)

ou na forma de adimensionais conhecidos:

$$Nu = 0,02685 Re^{0,491} \left(\frac{k_s}{k_g} \right)^{0,124} \left(\frac{C_{ps}}{C_{pg}} \right)^{1,256} \left(\frac{\rho_s}{\rho_g} \right)^{0,521} (1 - \epsilon)^{0,412} \quad (5.4)$$

V.2.2 - CONFRONTO ENTRE OS VALORES OBTIDOS PELA EQUAÇÃO E OS VALORES EXPERIMENTAIS

Obtida a correlação representada pela equação (5.4) foi possível, então, fazer um confronto entre o Número de Nusselt calculado pela expressão e aquele obtido experimentalmente. As Tabelas 5.1, 5.2, 5.3 e 5.4 ilustram alguns valores obtidos pela equação (5.4) e valores experimentais indicando ainda o erro relativo encontrado e o erro relativo médio do conjunto de pontos analisado.

O erro relativo individual (E.R.I) que aparece nas referidas Tabelas foi determinado pela expressão:

$$E.R.I = \frac{Nu_{\text{experimental}} - Nu_{\text{calculado}}}{Nu_{\text{calculado}}} \quad (5.5)$$

O erro relativo médio (E.R.M) do conjunto de pontos de cada partícula foi determinado pela expressão 5.6:

$$E.R.M = \frac{\sum_{i=1}^n E.R.I(i)}{n} \quad (5.6)$$

Pode-se verificar pela Tabelas apresentadas que a correlação se ajusta bem aos valores experimentais obtidos, uma vez

que o erro relativo individual máximo foi de 18% e o erro relativo médio máximo foi de 10,5%.

Resultados exp.e calc.pela correlação proposta

Esfera de vidro com $dp=0.00040$ m
Número de pontos experimentais= 34

Nu.exp(1)= 1.835	Nu.calc(1)= 1.75765	erro(1)= .042153
Nu.exp(2)= 1.70981	Nu.calc(2)= 1.67015	erro(2)= .023196
Nu.exp(3)= 1.78279	Nu.calc(3)= 1.74622	erro(3)= .020513
Nu.exp(4)= 1.48694	Nu.calc(4)= 1.6615	erro(4)= -.117395
Nu.exp(5)= 1.63607	Nu.calc(5)= 1.6205	erro(5)= .009517
Nu.exp(6)= 1.90871	Nu.calc(6)= 1.76965	erro(6)= .072855
Nu.exp(7)= 2.09185	Nu.calc(7)= 1.80402	erro(7)= .137596
Nu.exp(8)= 1.82496	Nu.calc(8)= 1.7205	erro(8)= .05724
Nu.exp(9)= 2.11973	Nu.calc(9)= 1.91192	erro(9)= .098036
Nu.exp(10)= 2.06194	Nu.calc(10)= 1.83745	erro(10)= .108873
Nu.exp(11)= 1.59847	Nu.calc(11)= 1.71792	erro(11)= -.074728
Nu.exp(12)= 1.47524	Nu.calc(12)= 1.52384	erro(12)= -.032944
Nu.exp(13)= 1.94745	Nu.calc(13)= 1.73034	erro(13)= .111484
Nu.exp(14)= 1.436	Nu.calc(14)= 1.5902	erro(14)= -.107382
Nu.exp(15)= 2.01683	Nu.calc(15)= 1.8302	erro(15)= .092536
Nu.exp(16)= 2.16014	Nu.calc(16)= 1.88739	erro(16)= .126265
Nu.exp(17)= 1.91541	Nu.calc(17)= 1.74814	erro(17)= .087329
Nu.exp(18)= 1.94708	Nu.calc(18)= 1.78756	erro(18)= .081928
Nu.exp(19)= 1.77741	Nu.calc(19)= 1.58616	erro(19)= .1076
Nu.exp(20)= 1.55355	Nu.calc(20)= 1.4751	erro(20)= .050497
Nu.exp(21)= 1.47657	Nu.calc(21)= 1.53281	erro(21)= -.038088
Nu.exp(22)= 2.08937	Nu.calc(22)= 1.87762	erro(22)= .101346
Nu.exp(23)= 1.93063	Nu.calc(23)= 1.80643	erro(23)= .064331
Nu.exp(24)= 2.20785	Nu.calc(24)= 2.23979	erro(24)= -.014467
Nu.exp(25)= 1.63666	Nu.calc(25)= 1.78565	erro(25)= -.091033
Nu.exp(26)= 2.11312	Nu.calc(26)= 2.05579	erro(26)= .027131
Nu.exp(27)= 2.05716	Nu.calc(27)= 2.03173	erro(27)= .012362
Nu.exp(28)= 2.43634	Nu.calc(28)= 2.24478	erro(28)= .078626
Nu.exp(29)= 2.34154	Nu.calc(29)= 2.49077	erro(29)= -.063732
Nu.exp(30)= 2.50366	Nu.calc(30)= 2.25352	erro(30)= .09991
Nu.exp(31)= 1.9245	Nu.calc(31)= 1.94166	erro(31)= -.008917
Nu.exp(32)= 1.62675	Nu.calc(32)= 1.74295	erro(32)= -.071431
Nu.exp(33)= 1.78051	Nu.calc(33)= 1.71638	erro(33)= .036018
Nu.exp(34)= 2.31196	Nu.calc(34)= 2.20765	erro(34)= .045118

Erro relativo médio= .068017

Tabela 5.1 - Valores de Nu experimental e Nu calculado para
esfera de vidro com $dp = 0,40$ mm

Resultados exp.e calc.pela correlação proposta

Esfera de vidro com $d_p=0.00024$ m

Número de pontos experimentais= 24

Nu.exp(1)= 1.49822	Nu.calc(1)= 1.35641	erro(1)= .094652
Nu.exp(2)= 1.38662	Nu.calc(2)= 1.38658	erro(2)= .000029
Nu.exp(3)= 1.48756	Nu.calc(3)= 1.4331	erro(3)= .03661
Nu.exp(4)= 1.45139	Nu.calc(4)= 1.48005	erro(4)= -.019747
Nu.exp(5)= .989699	Nu.calc(5)= 1.00478	erro(5)= -.015238
Nu.exp(6)= 1.10893	Nu.calc(6)= 1.13114	erro(6)= -.020028
Nu.exp(7)= 1.32933	Nu.calc(7)= 1.30572	erro(7)= .017761
Nu.exp(8)= 1.07464	Nu.calc(8)= 1.11261	erro(8)= -.035333
Nu.exp(9)= 1.47185	Nu.calc(9)= 1.52815	erro(9)= -.038251
Nu.exp(10)= .902083	Nu.calc(10)= .939621	erro(10)= -.041613
Nu.exp(11)= 1.39949	Nu.calc(11)= 1.32228	erro(11)= .05517
Nu.exp(12)= 1.39581	Nu.calc(12)= 1.44224	erro(12)= -.033264
Nu.exp(13)= 1.51656	Nu.calc(13)= 1.69214	erro(13)= -.115775
Nu.exp(14)= 1.44351	Nu.calc(14)= 1.42527	erro(14)= .012636
Nu.exp(15)= 1.30184	Nu.calc(15)= 1.28872	erro(15)= .010078
Nu.exp(16)= 1.78227	Nu.calc(16)= 1.58662	erro(16)= .109776
Nu.exp(17)= 1.59948	Nu.calc(17)= 1.46095	erro(17)= .086609
Nu.exp(18)= 1.54558	Nu.calc(18)= 1.47787	erro(18)= .043809
Nu.exp(19)= 1.70229	Nu.calc(19)= 1.56819	erro(19)= .078776
Nu.exp(20)= 1.67589	Nu.calc(20)= 1.63647	erro(20)= .023522
Nu.exp(21)= 1.36316	Nu.calc(21)= 1.50842	erro(21)= -.106561
Nu.exp(22)= 1.06805	Nu.calc(22)= 1.16019	erro(22)= -.086269
Nu.exp(23)= 1.68823	Nu.calc(23)= 1.61163	erro(23)= .045373
Nu.exp(24)= 1.73914	Nu.calc(24)= 1.63002	erro(24)= .062744

Erro relativo médio= .049568

Tabela 5.2 - Valores de Nu experimental e Nu calculado para esferas de vidro com $d_p = 0,24$ mm

Resultados exp.e calc. pela correlação proposta

Partículas de carvão com $dp=0.00102$ m
Número de pontos experimentais= 15

Nu.exp(1)= 4.96343	Nu.calc(1)= 5.17212	erro(1)=-.042046
Nu.exp(2)= 4.80735	Nu.calc(2)= 5.23975	erro(2)=-.089946
Nu.exp(3)= 4.95995	Nu.calc(3)= 5.20956	erro(3)=-.050325
Nu.exp(4)= 4.88314	Nu.calc(4)= 4.63494	erro(4)= .050828
Nu.exp(5)= 4.59749	Nu.calc(5)= 5.55659	erro(5)=-.208614
Nu.exp(6)= 5.29411	Nu.calc(6)= 5.16547	erro(6)= .024299
Nu.exp(7)= 4.9848	Nu.calc(7)= 4.27313	erro(7)= .142768
Nu.exp(8)= 4.45522	Nu.calc(8)= 4.07739	erro(8)= .084806
Nu.exp(9)= 5.08926	Nu.calc(9)= 6.0033	erro(9)=-.179602
Nu.exp(10)= 4.65108	Nu.calc(10)= 5.14123	erro(10)=-.105384
Nu.exp(11)= 3.76299	Nu.calc(11)= 4.31226	erro(11)=-.145966
Nu.exp(12)= 3.65586	Nu.calc(12)= 4.28253	erro(12)=-.171415
Nu.exp(13)= 4.17581	Nu.calc(13)= 4.02658	erro(13)= .035737
Nu.exp(14)= 3.80997	Nu.calc(14)= 4.26528	erro(14)=-.119505
Nu.exp(15)= 4.9	Nu.calc(15)= 4.2804	erro(15)= .126449

Erro relativo médio= .105179

Tabela 5.3 - Valores de Nu experimental e Nu calculado para partículas de carvão com $dp = 1,02$ mm

Resultados exp.e calc. pela correlação proposta

Partículas de carvão com $dp = .00144$ m
Número de pontos experimentais= 19

Nu.exp(1)= 7.88775	Nu.calc(1)= 9.31373	erro(1)=-.180784
Nu.exp(2)= 10.7142	Nu.calc(2)= 8.88515	erro(2)= .170713
Nu.exp(3)= 7.26323	Nu.calc(3)= 8.50771	erro(3)=-.17134
Nu.exp(4)= 8.36535	Nu.calc(4)= 8.07275	erro(4)= .034978
Nu.exp(5)= 7.26309	Nu.calc(5)= 8.55041	erro(5)=-.177241
Nu.exp(6)= 7.84657	Nu.calc(6)= 7.34835	erro(6)= .063495
Nu.exp(7)= 7.15546	Nu.calc(7)= 7.43283	erro(7)=-.038763
Nu.exp(8)= 8.69077	Nu.calc(8)= 7.55339	erro(8)= .130872
Nu.exp(9)= 7.48305	Nu.calc(9)= 7.6292	erro(9)=-.019531
Nu.exp(10)= 7.95703	Nu.calc(10)= 7.27296	erro(10)= .08597
Nu.exp(11)= 9.27846	Nu.calc(11)= 7.70831	erro(11)= .169225
Nu.exp(12)= 5.31777	Nu.calc(12)= 5.3163	erro(12)= .000276
Nu.exp(13)= 5.82961	Nu.calc(13)= 5.32452	erro(13)= .086642
Nu.exp(14)= 5.27785	Nu.calc(14)= 5.86526	erro(14)=-.111297
Nu.exp(15)= 5.98746	Nu.calc(15)= 5.59102	erro(15)= .066212
Nu.exp(16)= 5.69171	Nu.calc(16)= 5.63772	erro(16)= .009486
Nu.exp(17)= 6.20794	Nu.calc(17)= 5.0811	erro(17)= .181516
Nu.exp(18)= 5.78228	Nu.calc(18)= 5.37054	erro(18)= .071207
Nu.exp(19)= 5.5071	Nu.calc(19)= 5.75281	erro(19)=-.044617

Erro relativo médio= .095482

Tabela 5.4 - Valores de Nu experimental e Nu calculado para partículas de carvão com $dp = 1,44$ mm

V.2.3 - CONFRONTO ENTRE OS RESULTADOS OBTIDOS E CORRELAÇÕES DA LITERATURA

Devido à quase inexistência de dados na literatura a respeito do coeficiente de transferência de calor mistura-parede no regime de leito rápido, foi feita uma confrontação entre os resultados obtidos neste trabalho, com correlações da literatura de ampla aceitação e válidas para o transporte pneumático em fase diluída e para o leito fluidizado borbulhante.

Procurou-se, então, correlações que resultaram de trabalhos experimentais envolvendo características semelhantes a deste trabalho, no que diz respeito a diâmetro do tubo, tipo de partículas sólidas e gás transportador utilizado.

Dentro desta premissa, foi escolhida a correlação de Toomey e Johnstone¹⁷, válida para o leito fluidizado borbulhante e a correlação da Babcock e Wilcox²³, válida para o transporte pneumático como modelos para o confronto a que se pretende.

As Figuras 5.1, 5.2, 5.2 e 5.4 representam os resultados obtidos a partir desta confrontação. Pode-se verificar a partir destas Figuras que os resultados experimentais deste trabalho se encontram intermediários ao do leito fluidizado borbulhante e do transporte pneumático em fase diluída.

Em comparação com o trabalho de Kiang et alii³ observa-se que os valores do coeficiente de T.C mistura-parede obtidos para o sistema ar-esferas de vidro e ar-partículas de carvão se encontram na mesma faixa de valores daqueles citados por estes pesquisadores.

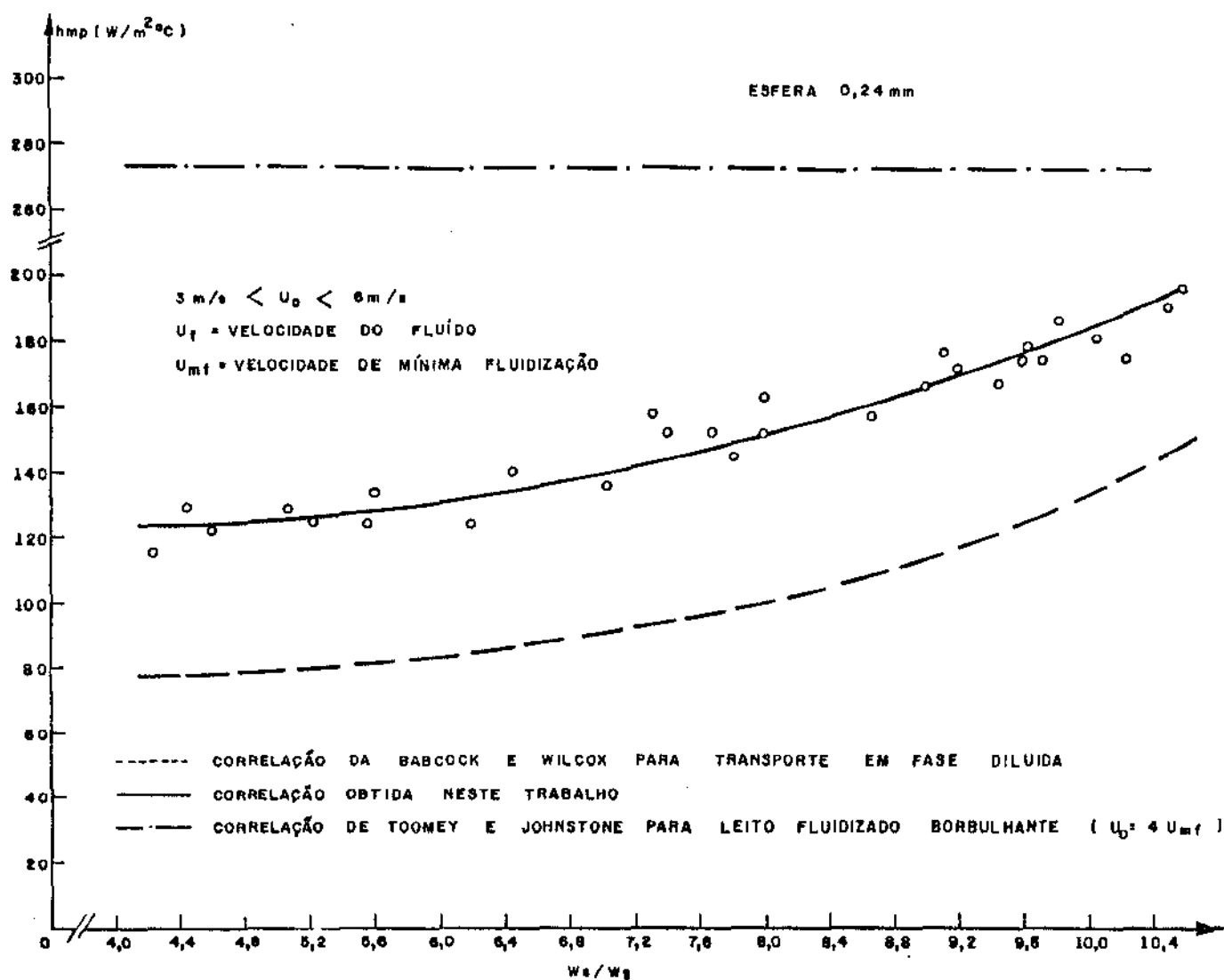


Figura 5.1 - Coeficiente de troca de calor mistura-parede para esferas de vidro com $d_p = 0,24$ mm, com a região de aquecimento situada a 60 cm da placa distribuidora de ar.

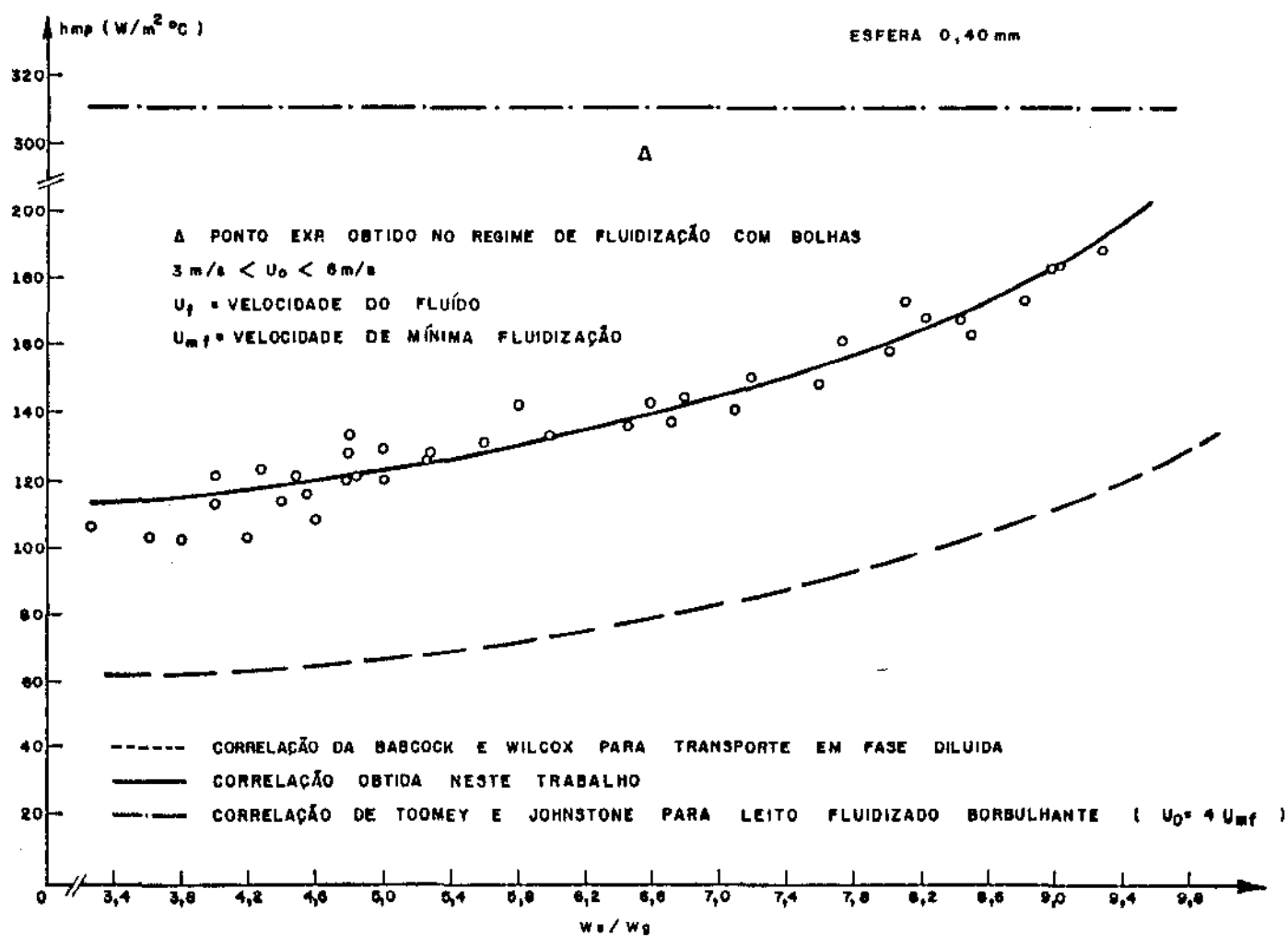


Figura 5.2 - Coeficiente de troca de calor mistura-parede para esferas de vidro com $d_p = 0.40 \text{ mm}$, com a região de aquecimento situada a 60 cm da placa distribuidora de ar.

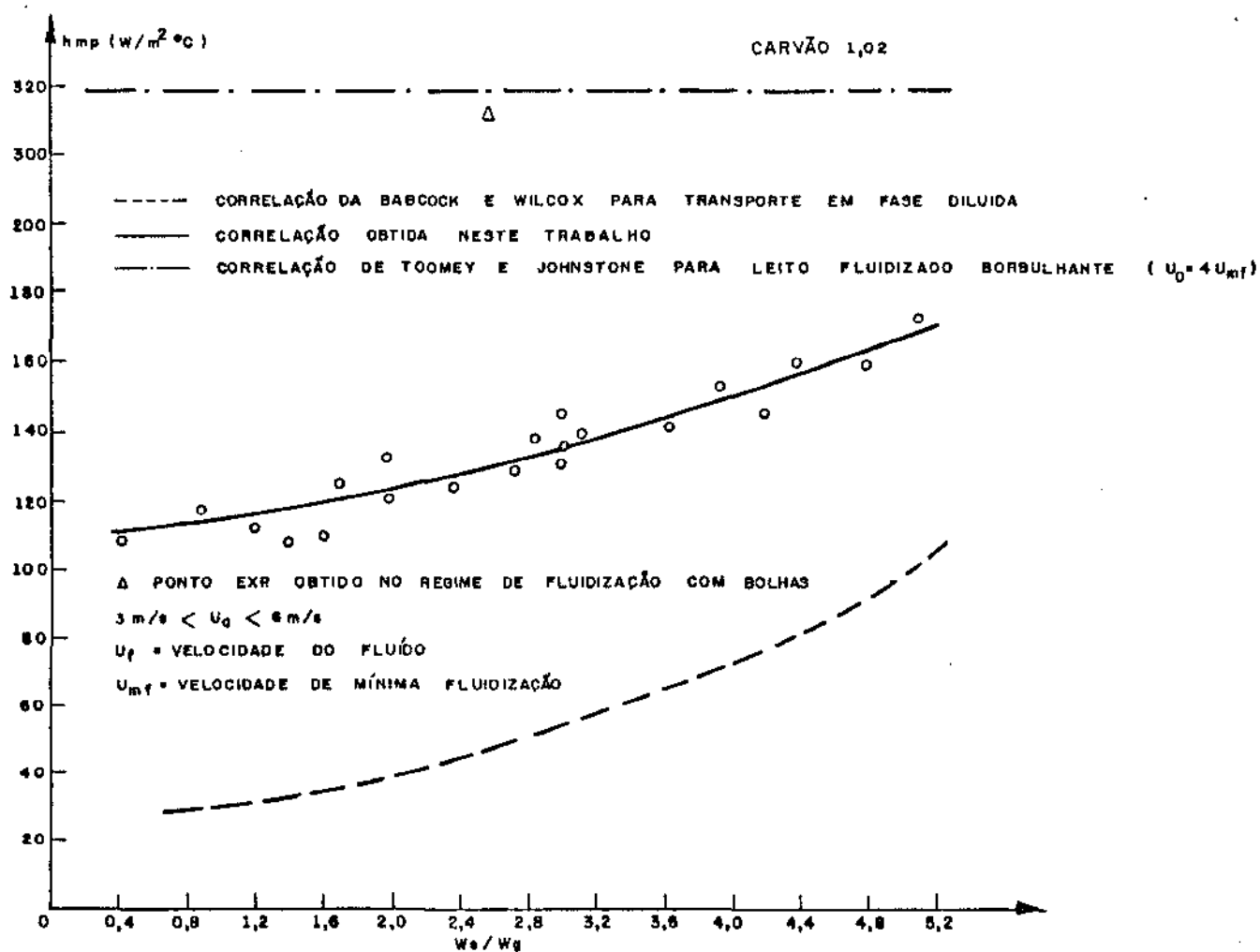


Figura 5.3 - Coeficiente de troca de calor mistura-parede para partículas de carvão com $d_p = 1,02$ mm, com a região de aquecimento situada a 60 cm da placa distribuidora de ar.

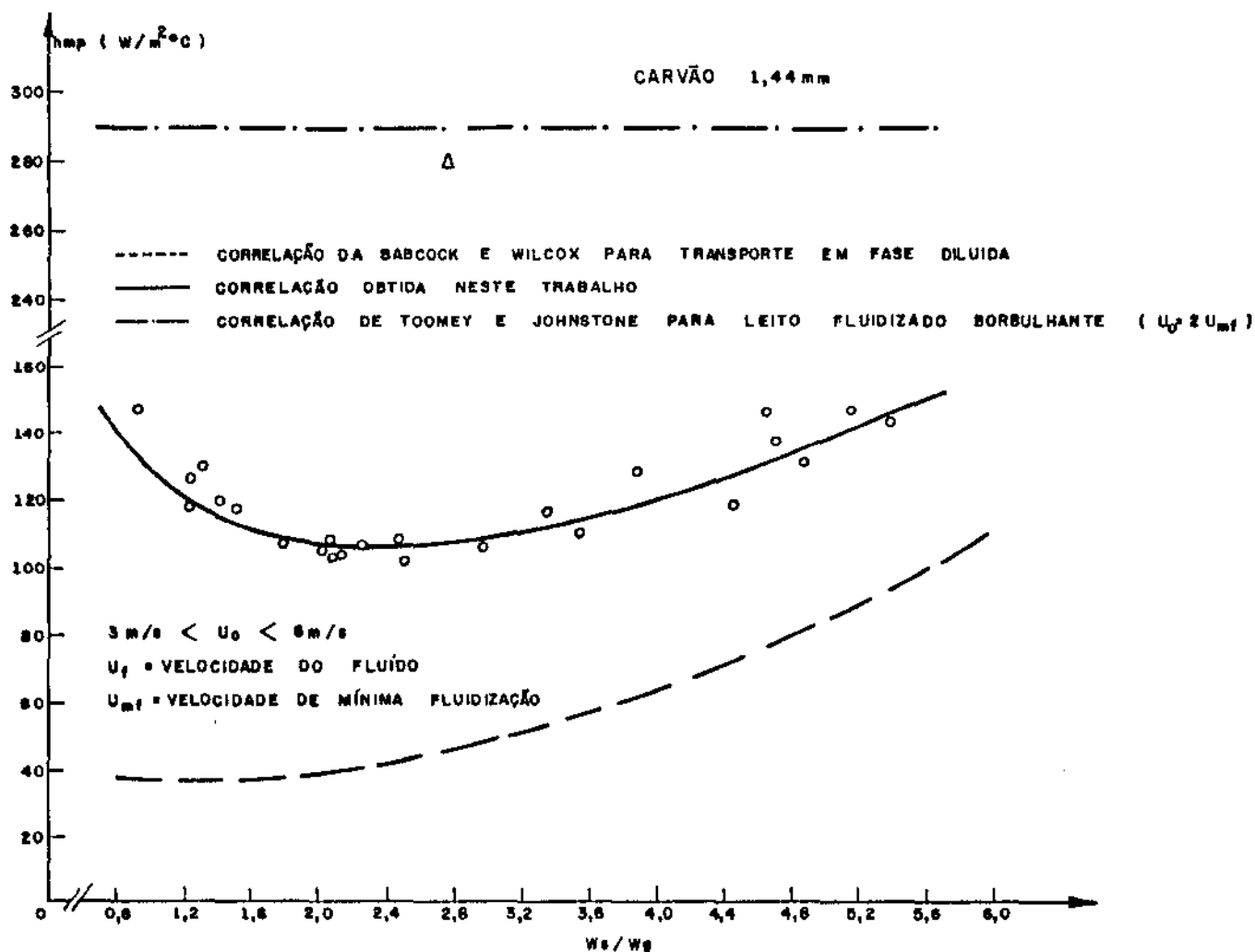


Figura 5.4 - Coeficiente de troca de calor mistura-parede para partículas de carvão com $d_p = 1,44\text{ mm}$, com a região de aquecimento situada a 60 cm da placa distribuidora de ar.

V.2.4 - CORRELAÇÕES PARA h_{mp} OBTIDAS A PARTIR DE MÉTODOS DE REGRESSÃO NÃO LINEAR

A utilização de métodos numéricos de Regressão Não Linear possibilitou a obtenção de outras correlações para o coeficiente de transferência de calor mistura-parede, segundo os algoritmos de MARQUARDT e POWELL.

O objetivo da utilização de tais métodos é a possível discriminação de modelos, caso os parâmetros fornecidos pela Regressão Não Linear indiquem um melhor ajuste da correlação aos pontos experimentais. Utilizando, como base, um estudo realizado neste sentido por Biscaia et alii⁵⁹, foi possível obter os resultados apresentados a seguir:

1) Método de MARQUARDT

Segundo este método, que consta do anexo D, os coeficientes obtidos pela Regressão Não Linear foram:

$$\begin{array}{ll} A = 1,207 \times 10^{-6} & c = 2,005 \\ a = 0,332 & d = 2,023 \\ b = -8,434 \times 10^{-3} & e = 0,471 \end{array}$$

A correlação obtida nestas condições é dada pela equação 5.7:

$$\frac{h_{mp}}{k_g} \frac{dp}{dp_g} = 1,207 \times 10^{-6} (Re)^{0,332} \left(\frac{k_s}{k_g} \right)^{-0,0084} \left(\frac{c_{ps}}{c_{pg}} \right)^{2,005} \left(\frac{\rho_s}{\rho_g} \right)^{2,023} (1-\epsilon)^{0,471} \quad (5.7)$$

2) Método de POWELL

Utilizando dois métodos diferentes de cálculo da função objetivo, o método de POWELL, que consta do anexo C, forneceu as duas correlações apresentadas pelas equações 5.8 e 5.9.

A) Correlação obtida pelo método de POWELL - 1ª forma

Neste método a função objetivo calculada de forma direta através do somatório dos quadrados dos valores da função erro em cada ponto. Os parâmetros encontrados neste caso foram:

$$\begin{array}{ll} A = 0,02643 & c = 1,256 \\ a = 0,491 & d = 0,521 \\ b = 0,124 & e = 0,412 \end{array}$$

A correlação é dada então pela equação 5.8:

$$\frac{h_{mp}}{k_g} \frac{dp}{k_g} = 0,02643 \operatorname{Re}^{0,491} \left(\frac{k_s}{k_g} \right)^{0,124} \left(\frac{C_{ps}}{C_{pg}} \right)^{1,256} \left(\frac{\rho_s}{\rho_g} \right)^{0,521} (1-\epsilon)^{0,412} \quad (5.8)$$

B) Correlação obtida pelo método de POWELL - 2ª forma

Neste método a função objetivo foi calculada através do produto entre a transporta da matriz jacobiana (formada pelos parâmetros regredidos da correlação) e o vetor erro (formado a partir dos valores experimental e calculado da variável dependente). Os parâmetros determinados por este método foram:

$$\begin{array}{ll}
 A = 0,0515 & c = 1,3317 \\
 a = 0,3196 & d = 0,6465 \\
 b = 0,055 & e = 0,4727
 \end{array}$$

A correlação obtida é expressa por:

$$\frac{h_{mp}}{k_g} \frac{dp}{k_g} = 0,0515 \operatorname{Re}^{0,3196} \left(\frac{k_s}{k_g} \right)^{-0,055} \left(\frac{C_{ps}}{C_{pg}} \right)^{1,3317} \left(\frac{\rho_s}{\rho_g} \right)^{0,6465} (1-\epsilon)^{0,4727} \quad (5.9)$$

V.2.5 - CONFRONTO DOS RESULTADOS SEGUNDO OS MÉTODOS DE REGRESSÃO LINEAR MÚLTIPLA E REGRESSÃO NÃO LINEAR

Visando confrontar os resultados obtidos para h_{mp} segundo os vários métodos utilizados determinou-se, para cada correlação, representada nas equações 5.4, 5.7, 5.8 e 5.9, a soma dos quadrados dos erros obtidos entre o número de Nusselt experimental e calculado. O método mais aceitável deve ser, à primeira vista, aquele que minimiza a soma do quadrado dos erros.

1) Regressão Linear Múltipla

Correlação

$$Nu = 0,026485 Re^{0,491} \left(\frac{k_s}{k_g}\right)^{0,124} \left(\frac{C_{ps}}{C_{pg}}\right)^{1,256} \left(\frac{\rho_s}{\rho_g}\right)^{0,521} (1 - \epsilon)^{0,412}$$

Yexperimental	Ycalculado	Yexperimental	Ycalculado
4.96343	5.17212	4.80735	5.23974
4.95995	5.20956	4.88314	4.63493
4.59749	5.55658	5.29411	5.16547
4.98481	4.27313	4.45522	4.07739
5.08926	6.00330	4.65108	5.14123
3.76299	4.31225	3.65586	4.28253
4.17581	4.02658	7.88775	9.31372
10.71423	8.88515	7.26323	8.50770
8.36535	8.07274	7.26309	8.55040
7.84657	7.34834	7.15546	7.43283
8.69077	7.55338	7.48305	7.62919
7.95703	7.27296	9.27846	7.70831
5.31777	5.31630	5.82961	5.32451
5.69171	5.63772	1.49822	1.35641
1.38662	1.38658	1.48756	1.43310
1.35201	1.60641	1.45139	1.48005
.98970	1.00478	1.10893	1.13114
1.32933	1.30572	1.07464	1.11261
1.47185	1.52814	.90208	.93962
1.39949	1.32228	1.39581	1.44223
1.51656	1.69214	1.44351	1.42527
1.30184	1.28872	2.20785	2.23979
2.79187	2.33969	2.75042	2.33759
1.63666	1.78569	2.11312	2.05579
2.05716	2.03173	2.43634	2.24478
1.84467	2.17511	2.34154	2.49077
2.50366	2.25352	1.86935	2.37989
1.92451	1.92226	1.62675	1.74295
1.78051	1.71638	2.31196	2.20867
1.91541	1.74814	1.47657	1.53280

Soma do quadrado dos erros= 18.3293

Tabela 5.5 - Soma do quadrado dos erros para um conjunto de 60 pontos experimentais (R.L.M.)

2) Regressão Não Linear

A - Segundo algoritmo de MARQUARDT

Correlação

$$Nu = 1,207 \times 10^{-6} Re^{0,332} \left(\frac{k_s}{k_g}\right)^{-0,0084} \left(\frac{C_{ps}}{C_{pg}}\right)^{2,005} \left(\frac{\rho_s}{\rho_g}\right)^{2,023} (1 - \epsilon)^{0,471}$$

Yexperimental	Ycalculado	Yexperimental	Ycalculado
4.96343	5.31539	4.80735	5.26771
4.95995	4.99987	4.08314	4.59229
4.59749	5.90896	5.29411	4.78961
4.90481	4.35295	4.45522	4.01561
5.08926	5.75264	4.65108	5.18915
3.76299	4.00301	3.65586	4.13918
4.17581	3.87167	7.08775	9.30202
10.71423	9.31543	7.26323	8.48791
8.36535	7.90325	7.26309	8.21430
7.84657	7.40952	7.15546	6.88002
8.69077	7.79516	7.48305	7.02901
7.95703	7.43576	9.27846	7.86420
5.31777	4.72545	5.82961	4.68289
5.69171	4.93874	1.49822	1.49913
1.38662	1.48779	1.40756	1.49120
1.35201	1.69126	1.45139	1.59068
.98970	1.01062	1.10893	1.18721
1.32933	1.35357	1.07464	1.10861
1.47185	1.54760	.90208	1.02397
1.39949	1.35489	1.39581	1.53220
1.51656	1.65798	1.44351	1.48303
1.30184	1.35860	2.20785	2.33770
2.79187	2.32827	2.75042	2.30113
1.63666	1.80353	2.11312	1.93197
2.05716	1.86659	2.43634	2.06221
1.84467	2.15404	2.34154	2.29023
2.50366	2.20152	1.86935	2.49086
1.92451	1.84932	1.62675	1.64879
1.78051	1.56930	2.31196	2.18906
1.91541	1.48213	1.47657	1.39606

Soma do quadrado dos erros= 18.425

Tabela 5.6 - Soma do quadrado dos erros para um conjunto de 60 pontos experimentais (MARQUARDT)

B - Segundo o algoritmo de POWELL - 1ª forma

Correlação

$$Nu = 0,0515 Re^{0,3196} \left(\frac{k_s}{k_g} \right)^{-0,055} \left(\frac{C_{ps}}{C_{pg}} \right)^{1,3317} \left(\frac{\rho_s}{\rho_g} \right)^{0,6465} (1 - \epsilon)^{0,4727}$$

Yexperimental	Ycalculado	Yexperimental	Ycalculado
4.96343	5.30510	4.80735	5.27688
4.95995	5.00675	4.80314	4.73686
4.59749	5.94665	5.29411	4.87797
4.98481	4.46386	4.45522	3.98586
5.08926	5.93499	4.65108	5.16442
3.76299	4.23820	3.65586	4.24745
4.17581	4.06379	7.80775	9.51880
10.71423	9.36659	7.26323	8.42918
8.36535	8.07844	7.26309	8.19357
7.84657	7.33364	7.15546	7.04449
8.69077	7.68003	7.48305	7.09046
7.95703	7.29183	9.27846	7.92255
5.31777	4.82264	5.82961	4.77171
5.69171	5.11497	1.49822	1.49191
1.38662	1.45640	1.48756	1.51456
1.35201	1.66271	1.45139	1.55296
.98970	1.02630	1.10893	1.15918
1.32933	1.33174	1.07464	1.13333
1.47185	1.53835	.90208	1.00045
1.39949	1.38052	1.39581	1.49864
1.51656	1.69062	1.44351	1.47972
1.30184	1.38583	2.20785	2.32816
2.79187	2.34077	2.75842	2.33572
1.63666	1.77556	2.11312	1.97584
2.05716	1.89474	2.43634	2.11151
1.84467	2.22320	2.34154	2.34301
2.50366	2.23872	1.86935	2.54459
1.92451	1.83811	1.62675	1.67795
1.78051	1.59927	2.31196	2.17306
1.91541	1.55460	1.47657	1.44421

Soma do quadrado dos erros= 18.2407

Tabela 5.7 - Soma do quadrado dos erros para um conjunto de 60 pontos experimentais (POWELL - 1ª forma)

C - Segundo algoritmo de POWELL - 2ª forma

Correlação

$$Nu = 0,02643 Re^{0,491} \left(\frac{k_s}{k_g}\right)^{0,124} \left(\frac{C_{ps}}{C_{pg}}\right)^{1,256} \left(\frac{\rho_s}{\rho_g}\right)^{0,521} (1 - \epsilon)^{0,412}$$

Yexperimental	Ycalculado	Yexperimental	Ycalculado
4.96343	5.16138	4.80735	5.22886
4.95995	5.19074	4.88314	4.62531
4.59749	5.54505	5.29411	5.15474
4.98481	4.26425	4.45522	4.06892
5.08926	5.99083	4.65108	5.13055
3.76299	4.30330	3.65586	4.27363
4.17581	4.01821	7.80775	9.29438
10.71423	8.86670	7.26323	8.49003
8.36535	8.05598	7.26309	8.53265
7.84657	7.33308	7.15546	7.41739
8.69077	7.53770	7.48305	7.61335
7.95703	7.25786	9.27846	7.69230
5.31777	5.30526	5.82961	5.31346
5.69171	5.62601	1.49022	1.35359
1.38662	1.38370	1.48756	1.43012
1.35201	1.60307	1.45139	1.47697
.98970	1.00269	1.10893	1.12879
1.32933	1.30301	1.07464	1.11030
1.47185	1.52497	.90208	.93767
1.39949	1.31954	1.39581	1.43924
1.51656	1.68063	1.44351	1.42231
1.30184	1.28605	2.20785	2.23513
2.79187	2.33403	2.75842	2.33273
1.63666	1.78198	2.11312	2.05152
2.05716	2.02751	2.43634	2.24012
1.84467	2.17060	2.34154	2.48559
2.50366	2.24884	1.86935	2.37495
1.92451	1.91026	1.62675	1.73933
1.78051	1.71282	2.31196	2.20409
1.91541	1.74451	1.47657	1.52962

Soma do quadrado dos erros= 10,3229

Tabela 5.8 - Soma do quadrado dos erros para um conjunto de 60 pontos experimentais (POWELL - 2ª forma)

V.3 - VARIAÇÃO DE h_{mp} COM A POSIÇÃO AXIAL DA REGIÃO DE AQUECIMENTO

Para se analisar uma possível variação de h_{mp} com a posição da região de aquecimento foram feitos testes com a coluna de aquecimento colocada a 120cm dos injetores de ar primário. Verificou-se, então, para um total de 60 pontos experimentais, com uma média de 15 pontos para cada partícula, que ocorreu um decréscimo no valor de h_{mp} da ordem de 30% em relação àquele obtido com a coleira de aquecimento situada a 60cm dos injetores de ar primário.

As Figuras 5.5, 5.6, 5.7 e 5.8 representam a disposição dos valores de h_{mp} para a coleira de aquecimento situada a 120cm dos injetores frente à curva representativa da correlação obtida por Regressão Linear Múltipla para as medidas experimentais na posição inferior de aquecimento.

A Tabela 5.9 indica os valores de h_{mp} para as mesmas condições de fluxo de ar nas duas regiões de aquecimento, bem como o decréscimo percentual individual de cada medida, levando-se em conta as mesmas condições de fluxo para o gás transportador. É apresentado ainda nesta Tabela o decréscimo percentual relativo dos 60 pontos analisados.

Torna-se importante citar que, durante a obtenção dos pontos experimentais com a região de aquecimento situada a 120 cm da placa distribuidora, foram novamente pesquisados valores de h_{mp} com o aquecedor situado a 60 cm da referida placa (utilizando-se tubo de teste com 2 aquecedores), obtendo-se boa reprodutibilidade dos dados anteriormente obtidos.

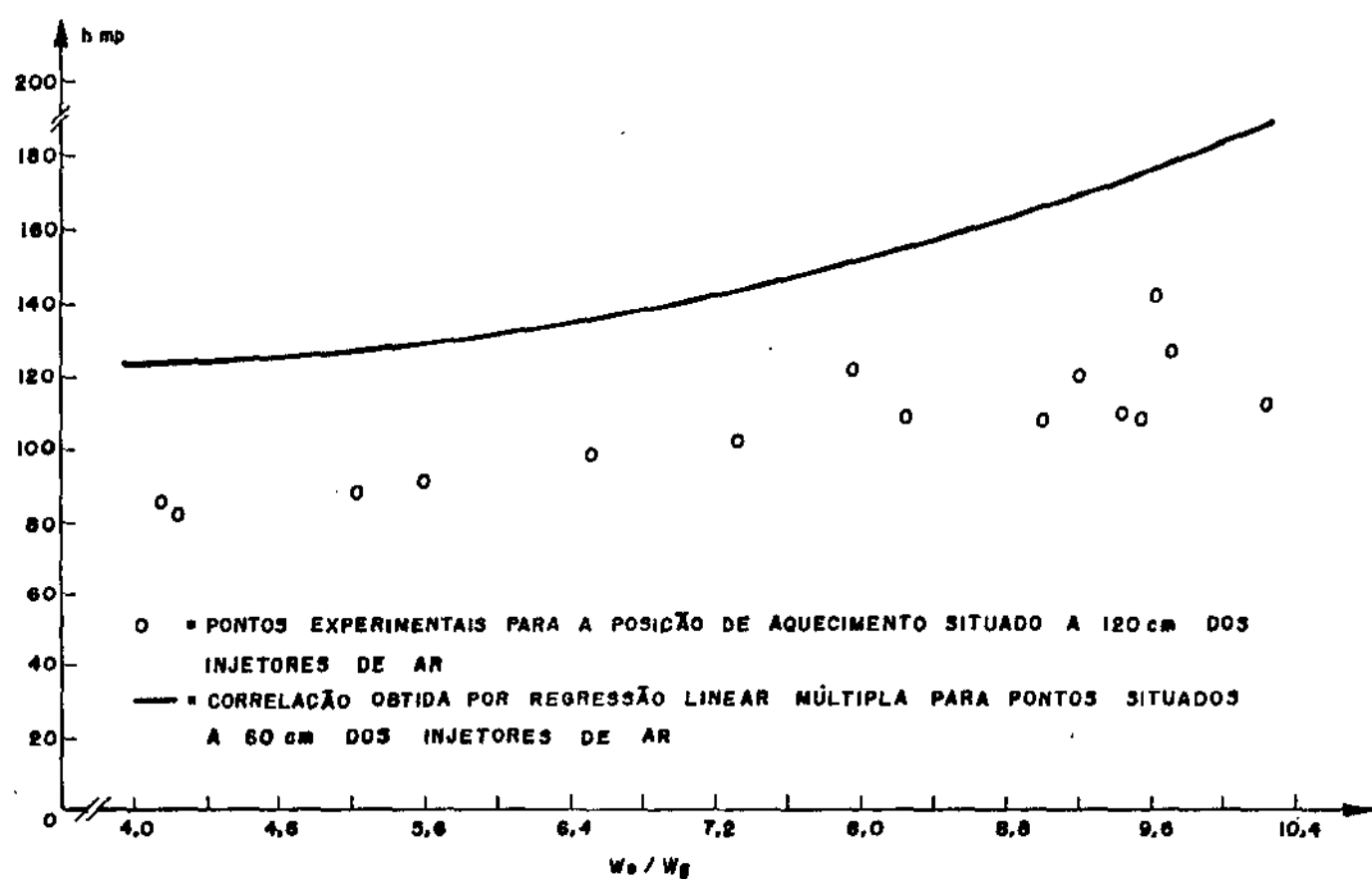


Figura 5.5 - Valores de h_{mp} (versus) W_s/W_g para pontos a 120 cm do distribuidor e a curva representativa da correlação obtida por Regressão Linear Múltipla para o sistema ar-esfera de vidro ($d_p = 0,24$ mm)

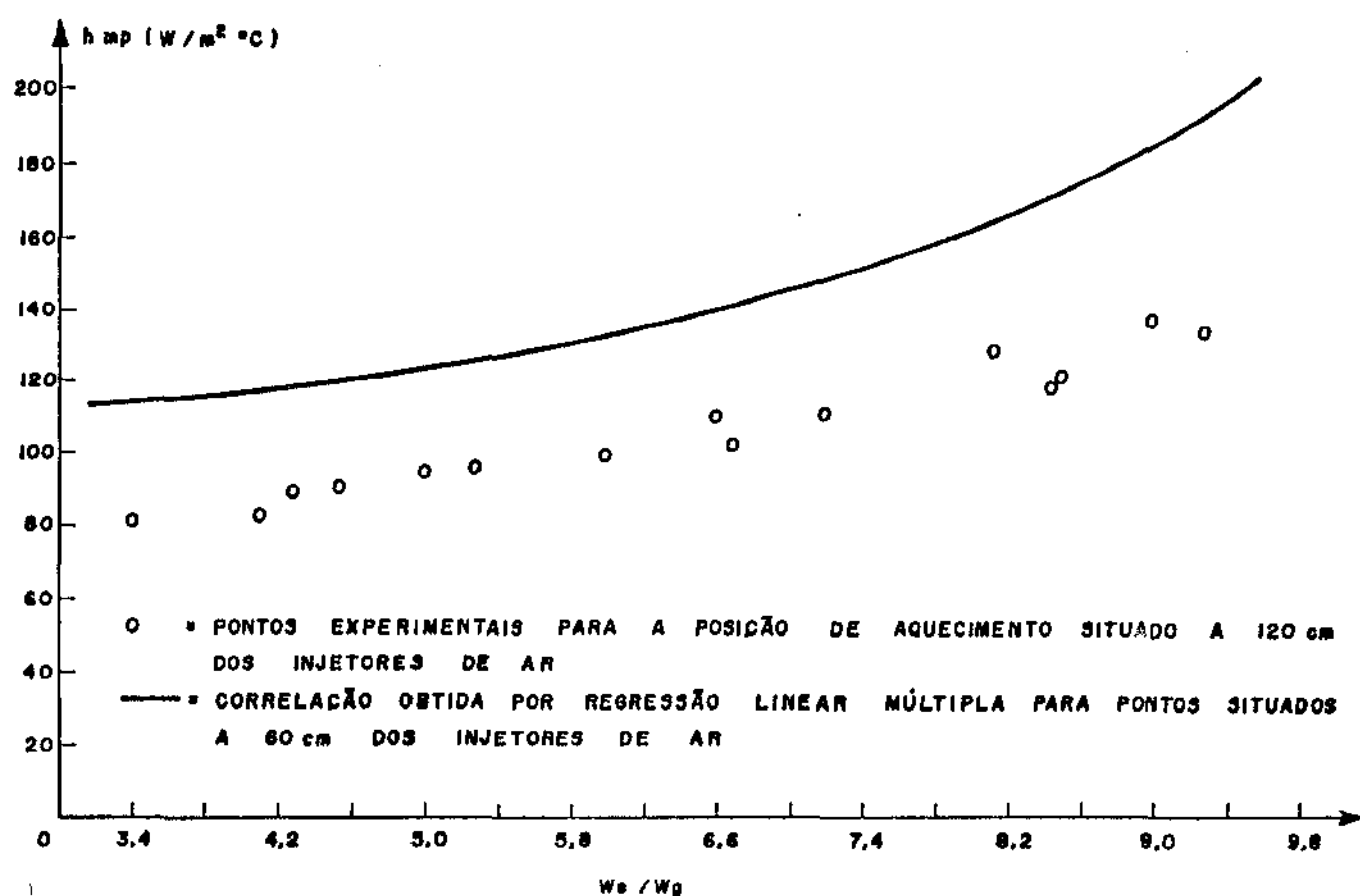


Figura 5.6 - Valores de h_{mp} (versus) W_s/W_g para pontos a 120 cm do distribuidor e a curva representativa da correlação obtida por Regressão Linear Múltipla para o sistema ar-esfera de vidro ($d_p = 0,40$ mm)

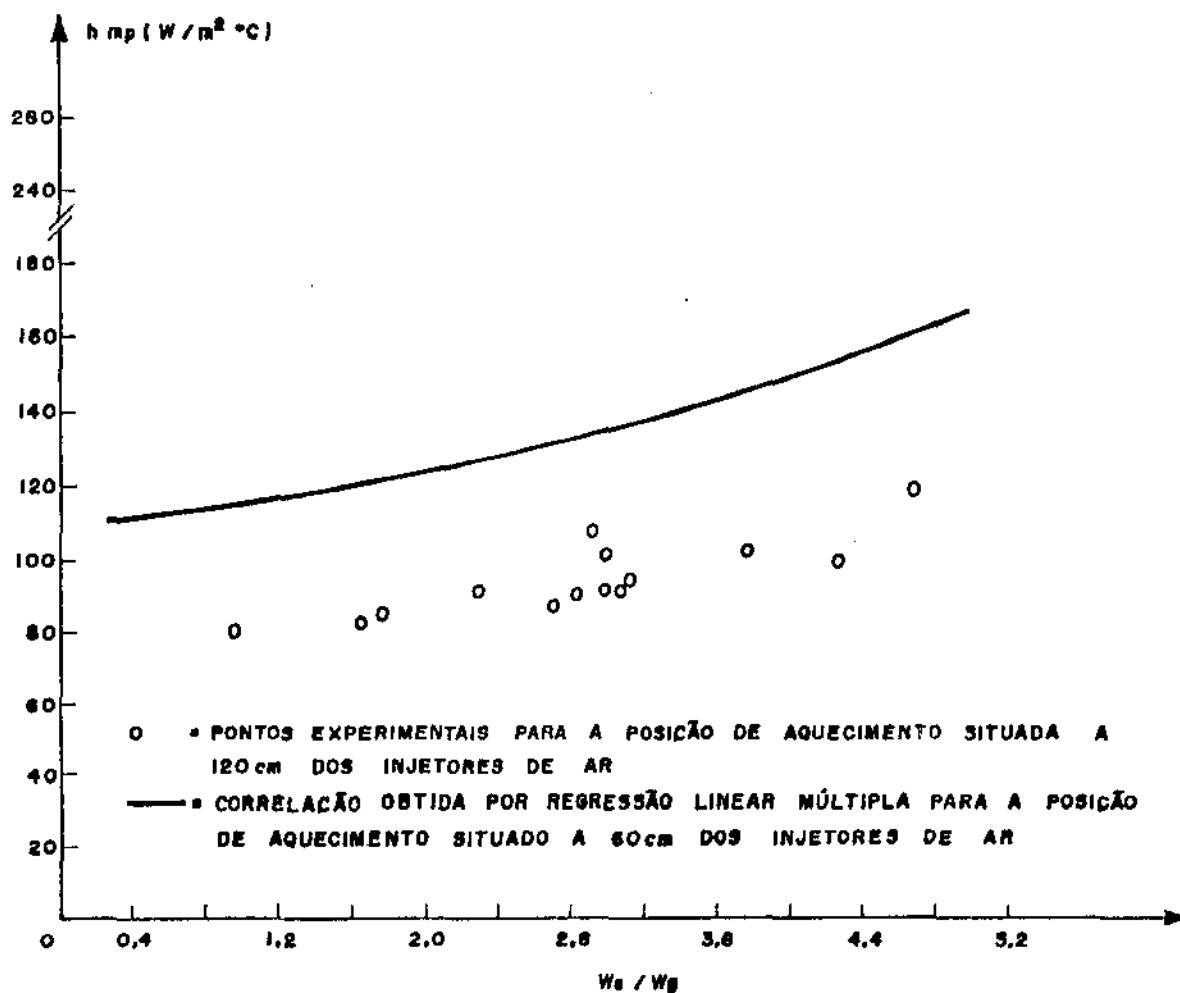


Figura 5.7 - Valores de h_{mp} (versus) W_s/W_g para pontos a 120 cm do distribuidor e a curva representativa da correlação obtida por Regressão Linear Múltipla para o sistema ar-partículas de carvão ($d_p = 1,02$ mm)

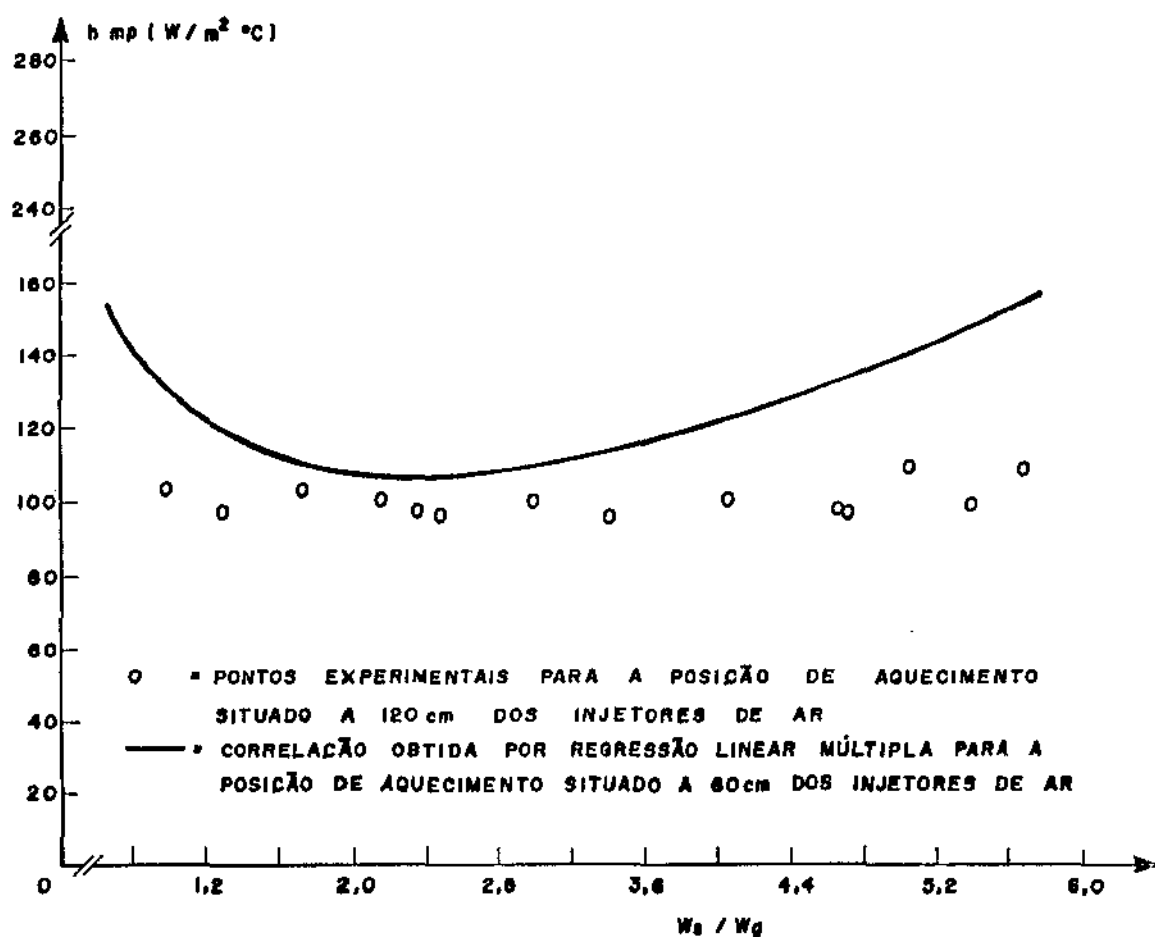


Figura 5.8 - Valores de h_{mp} (versus) W_s/W_g para pontos a 120 cm do distribuidor e a curva representativa da correlação obtida por Regressão Linear Múltipla para o sistema ar-partículas de carvão ($d_p = 1,44 \text{ mm}$)

Tabela 5.9 - Comparação dos valores de h_{mp} com a posição da região de aquecimento

	Valores de h_{mp} a 60cm dos injetores	Valores de h_{mp} a 120cm dos injetores	Decrêscimo percentual absoluto %
Esfera de vidro 0,24mm	166,2 173,9 161,4 174,2 115,7 133,1 125,0 167,3 176,4 170,7 158,6 163,2	108,2 126,8 106,3 113,4 82,6 90,9 88,5 109,3 114,6 119,9 101,5 122,2	34,9 27,1 34,1 34,9 28,6 31,7 29,2 34,7 35,0 29,8 36,0 25,1
Esfera de vidro 0,40mm	156,6 196,5 192,9 143,5 169,0 162,4 130,5 136,3 123,9 164,0 174,8 113,5	111,1 134,2 137,0 101,6 117,9 108,2 95,5 98,5 89,2 119,8 12,9 83,1	29,0 31,7 29,0 29,2 30,2 33,4 26,8 27,7 28,0 27,0 26,2 26,8
Partículas de carvão 1,02mm	138,3 134,0 138,0 133,6 128,0 145,6 124,8 138,9 130,2 137,1	90,8 91,5 96,0 84,9 86,8 101,9 82,7 99,9 92,2 81,4	34,6 31,7 30,4 36,5 32,2 30,0 33,7 28,1 29,2 40,6
Partículas de carvão 1,44mm	154,2 143,9 162,7 143,3 155,9 138,8 173,3 146,4 159,1 182,4 154,2	98,2 97,5 99,9 98,8 96,5 96,0 99,7 100,6 97,3 96,5 98,2	36,3 32,2 38,6 31,1 38,1 30,8 42,5 31,3 38,8 47,1 36,3

Decrêscimo % relativo = 32,6

V.4 - INTERPRETAÇÃO DO COMPORTAMENTO DE h_{mp} EM FUNÇÃO DE $\frac{W_s}{W_g}$

A partir dos gráficos apresentados nas Figuras 5.1, 5.2, 5.3 e 5.4 verifica-se que o coeficiente de troca de calor varia monotonicamente crescente para as situações com partículas de tamanho inferior a 1,02mm, enquanto que ocorre um ponto de mínimo para a troca de calor com partículas de 1,44mm, conforme atesta a Figura 5.4.

A seguir, são analisados os resultados da Figura 5.4 à luz de informações da literatura visando a interpretar e a obter conclusões sobre a ocorrência desse fenômeno.

As informações da literatura sobre o referido ponto de mínimo, no gráfico de h_{mp} (versus) W_s/W_g , indicam uma dependência do tamanho das partículas e do diâmetro do tubo, embora não haja, até o momento, uma quantificação precisa deste fenômeno.

Segundo o trabalho de Kim & Seader⁵⁸, o gráfico de $\frac{Nu_{susp}}{Nu_{ar}}$ (versus) $\frac{W_s}{W_g}$ apresenta um mínimo para $(\frac{W_s}{W_g})$ no intervalo de 3 a 4. A razão para este mínimo é explicada devido ao fato de que a baixas vazões de sólidos ocorre um rápido decréscimo na temperatura média da mistura, enquanto que a mesma permanece sensivelmente constante a altas razões de carga, enquanto que a taxa de T.C aumenta monotonicamente sobre toda a faixa de $(\frac{W_s}{W_g})$. Esses pesquisadores trabalharam com um tubo de teste de 13mm de diâmetro interno e com suspensões de ar e

esferas de vidro de 0,329mm de diâmetro.

Boothroyd²⁹, analisando resultados para suspensões de partículas de zinco com diâmetros na faixa de 0 a 40 μ em tubos de 2,54, 5 e 7,5cm de diâmetro interno, explica que a razão para o mínimo valor do coeficiente de T.C a baixas vazões de carga ($\frac{W_s}{W_g}$ variando de 2 a 3), é decorrente de uma insensitividade da camada limite térmica na vizinhança da parede.

Considerações preliminares se referem à distribuição de temperatura do fluxo de ar na vizinhança da parede, a uma temperatura uniforme de parede (veja Figura 5.9). A taxa de transferência de calor através da parede para fluxo de ar sozinho, \dot{Q}' , é determinada pelo gradiente de temperatura na parede. Nestas condições, o coeficiente de T.C, h'_{mp} , é dado por:

$$h'_{mp} = \frac{\dot{Q}'}{(T_t - T'_m)} \quad (5.10)$$

onde T'_m é a temperatura média global do fluxo de ar.

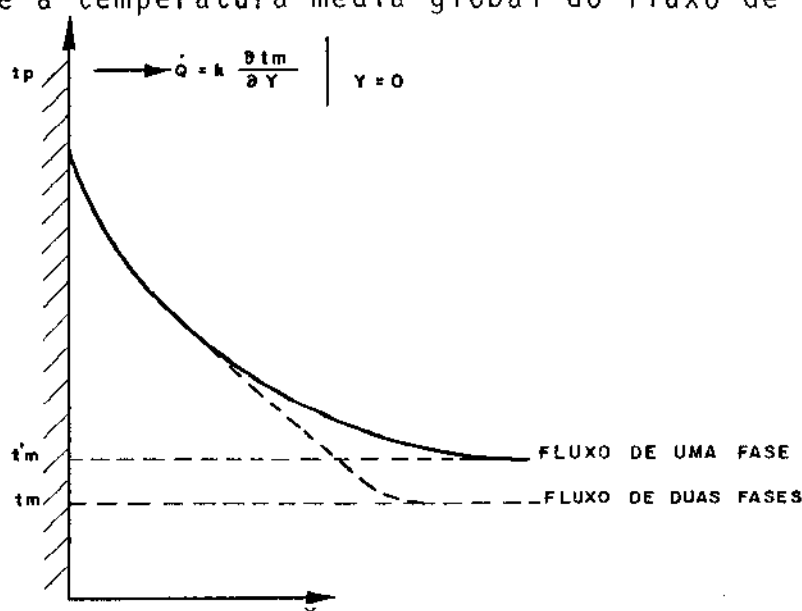


Figura 5.9 - Distribuição de temperatura do fluxo de ar e da mistura na vizinhança da parede

No entanto, quando uma certa quantidade de sólidos é adicionada a este fluxo de gás, a distribuição de temperatura da mistura é ilustrada pela linha tracejada da Figura 5.9.

Isto é explicado pelo fato de que a camada limite térmica é extremamente fina e a frequência de colisões de partículas com a parede não é tão grande. Nessas condições, a variação da distribuição de temperatura na camada limite é pequena em comparação com a temperatura média global e o fluxo de calor, \dot{Q} , não variando se torna igual a \dot{Q}' .

Por outro lado, a temperatura média global da mistura longe da parede é decrescida para T_m , devido à absorção de calor por sólidos com grandes capacidades caloríficas. Então, o coeficiente de T.C. h_{mp} será:

$$h_{mp} = \frac{\dot{Q}}{(T_t - T_m)} < h'_{mp} \quad (5.11)$$

Isto é, se o gradiente de temperatura próxima à parede dificilmente varia e nenhum decréscimo real no coeficiente de película ocorre, a adição de sólidos resulta num observado decréscimo no coeficiente de T.C.

CAPÍTULO VI - CONCLUSÕES E SUGESTÕES

VI.1. CONCLUSÕES

De acordo com a análise feita para 240 pontos experimentais obtidos pode-se comprovar os altos valores do coeficiente de transferência de calor mistura-parede, quando comparados com o do fluido puro nas mesmas condições de escoamento .

É possível, dentro desta situação, obter coeficientes que sobrepujam o do fluido puro em até 100% . É verificado ainda que o coeficiente de T.C. mistura-parede em geral cresce com a razão $\frac{W_s}{W_g}$ sendo que este aumento é mais significativo para partículas menores como ocorre com a mistura ar-esferas de vidro. Como exceção tem-se um comportamento de ponto mínimo para o sistema ar-carvão granulado com diâmetro de partícula igual a 1,44 mm na faixa de $\frac{W_s}{W_g}$ igual a 2,0.

No confronto dos valores do coeficiente de T.C com aqueles dos regimes de leito fluidizado borbulhante e transporte pneumático em fase diluída a experiência mostra valores de h_{mp} situados numa faixa intermediária às dos regimes em pauta. Em virtude de prováveis decréscimos na porosidade do sistema encontrou-se valores do coeficiente de T.C mistura-parede cerca de 30% menores em posição ascendente ao longo do tubo de teste e situado no dobro da distância das medidas originais em relação à placa distribuidora.

O estudo aqui apresentado, em termos das correlações obtidas é válido para sistemas onde o perfil de velocidade e o perfil de temperatura não estão completamente desenvolvidos, caracterizando regiões de entrada, que normalmente são evita

tados na maioria dos estudos da literatura do escoamento bifásico. Procurou-se no entanto, retratar situações bastante reais como é o caso dos combustores, onde a troca de calor ocorre a partir de pontos com regimes não estabelecidos.

De acordo com as várias correlações obtidas pode-se verificar a ocorrência de um acréscimo no valor do coeficiente de T.C com o aumento da razão de carga $\frac{W_s}{W_g}$, que é mais significativo para as suspensões de partículas menores. Procurou-se interpretar o comportamento de h_{mp} para as várias situações incluindo a de ocorrência do ponto de mínimo, com base nos modelos apresentados na literatura e válidos para o leito fluidizado borbulhante. Conforme tais modelos, admite-se que o aumento da capacidade calorífica do fluido pela mistura com as partículas sólidas, o estreitamento da espessura da camada limite através do atrito das partículas que descem rente à parede, e a taxa de penetração de partículas dentro da camada limite, sejam as principais responsáveis pelo referido acréscimo no valor de h_{mp} . Pode-se verificar a partir destes modelos que o aumento de $\frac{W_s}{W_g}$, implica numa maior quantidade de partículas dispostas numa dada seção transversal do tubo de teste favorecendo consequentemente alguma das características acima citadas.

A razão para o acréscimo de h_{mp} com o aumento de $\frac{W_s}{W_g}$ ser mais significativo para as suspensões de partículas menores decorre, provavelmente, de uma maior taxa de troca de partículas entre o núcleo da suspensão e as regiões da parede, promovendo uma maior taxa de penetração das partículas dentro da camada limite.

A análise dos métodos numéricos de Regressão Não Linear forneceram outros coeficientes para a correlação do coeficiente de troca parede-suspensão. Embora a utilização desses métodos permita uma minimização mais sensível para a função soma do quadrado dos erros, os resultados encontrados são considerados aqui como uma alternativa para a análise numérica dos coeficientes obtidos a partir do método de Regressão Linear Múltipla.

A obtenção de uma correlação para h_{mp} , levando em conta a influência da concentração volumétrica de sólidos na mistura, fornece subsídios para o estudo em termos quantitativos da T.C no leito fluidizado rápido, e pode ser considerado como uma contribuição importante para uma avaliação mais detalhada do coeficiente de T.C convectivo visando a sua aplicação ao cálculo de equipamentos que operem com paredes de troca em temperaturas compreendidas entre 100°C e 200°C.

VI.2. SUGESTÕES

Com a finalidade de um aprofundamento dos estudos realizados no presente trabalho é sugerido que em pesquisas futuras seja feita a análise do coeficiente de troca mistura parede em tubos com outros diâmetros de modo a verificar a influência deste parâmetro no valor de h_{mp} .

Medidas de h_{mp} realizadas em temperaturas de parede mais elevadas poderão ser úteis para verificar a influência do efeito da radiação no coeficiente de troca.

Propõe-se ainda que se obtenha medidas da concentra

ção volumétrica local de sólidos na mistura, para que se possa chegar a proposição de uma formulação que relacione a porosidade com a posição ao longo do tubo de teste e consequentemente a variação axial do coeficiente de troca de calor em relação ao sentido do fluxo.

Finalmente é sugerido que se analise a influência da pressão no referido coeficiente visando assim, obter parâmetros de projeto para utilização em sistemas pressurizados.

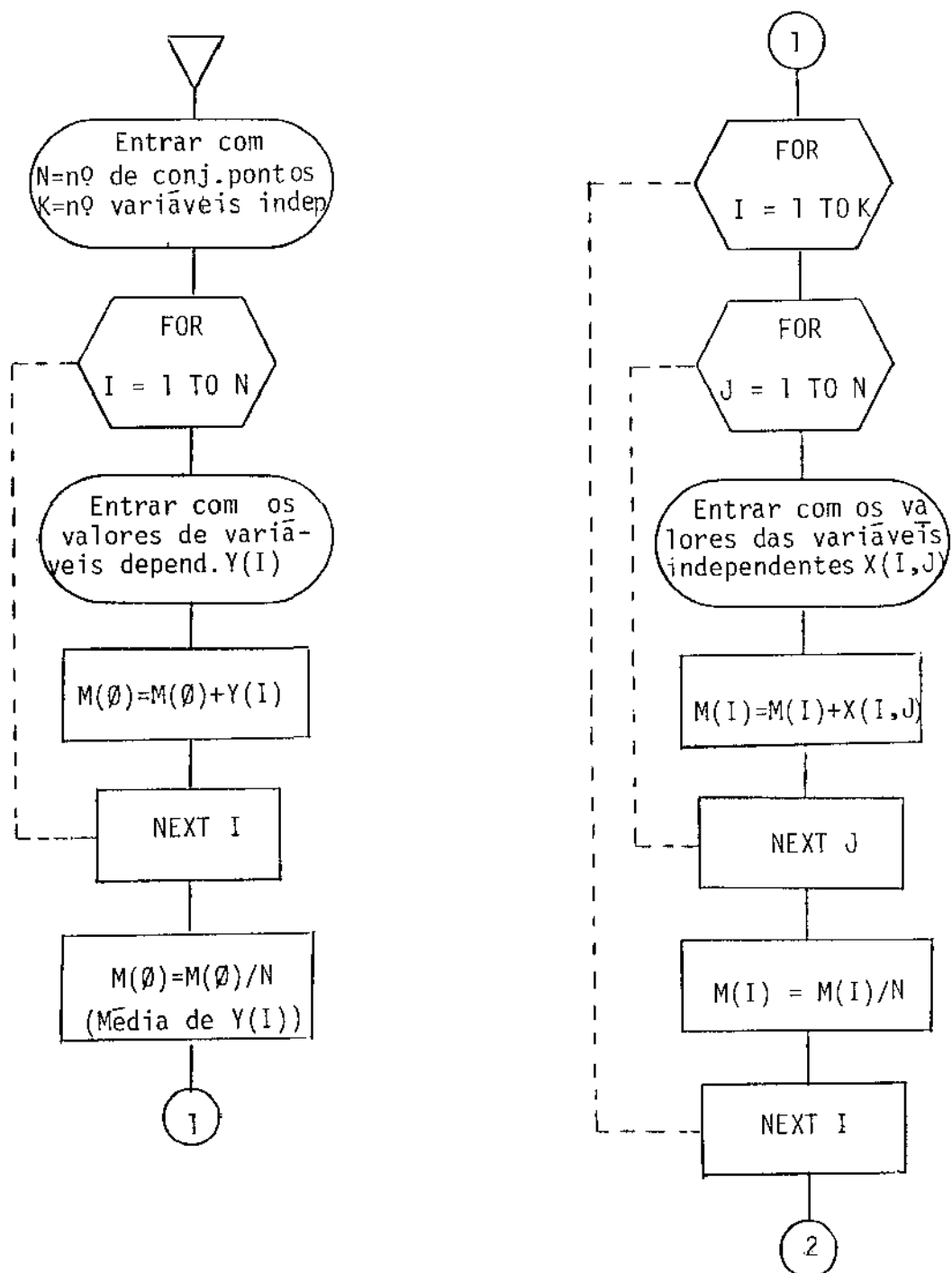
É importante ainda que se analise o estudo da dependência do tamanho das partículas e do diâmetro do tubo em relação ao ponto de mínimo existente na curva de h_{mp} em função de W_s/W_g .

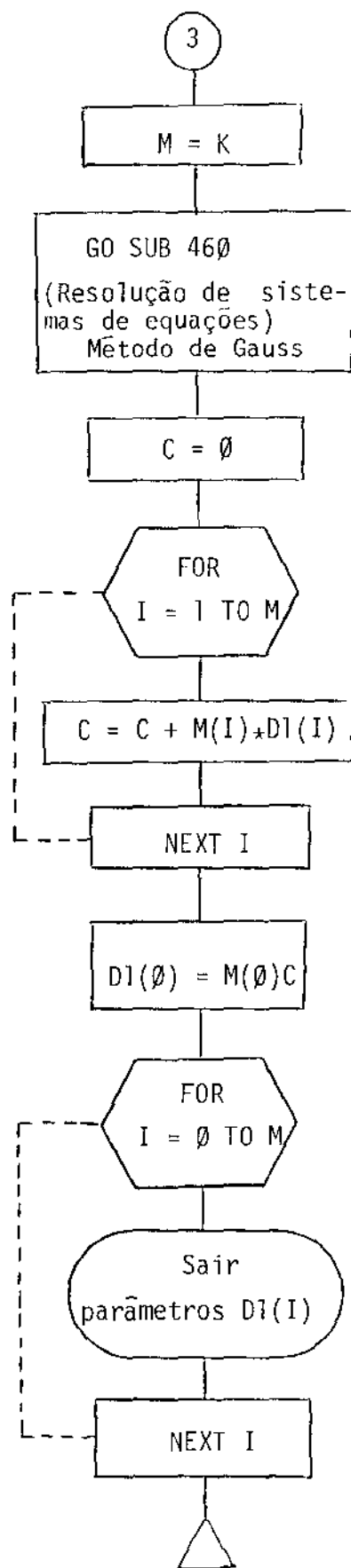
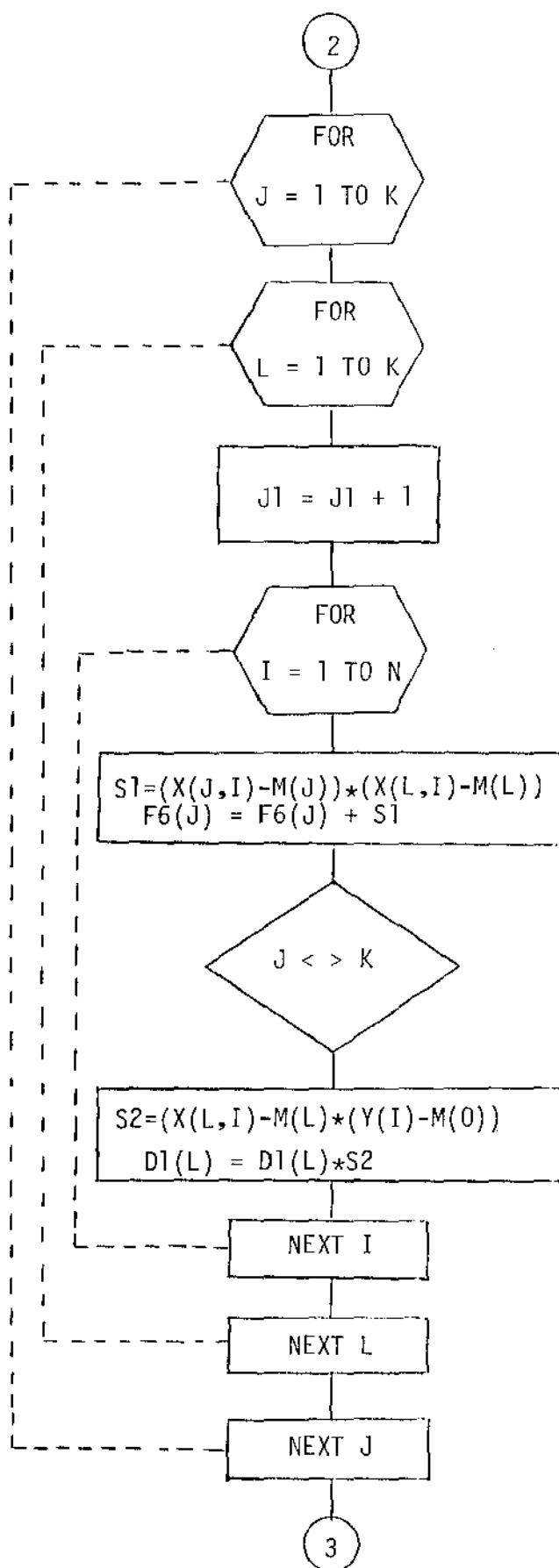
ANEXOS

O valor de C_0 é calculado através de

$$C_0 = \bar{Y} - \sum_{j=1}^N C_j \bar{X}_j \quad (A-2)$$

A resolução do sistema (A-1) nos fornecerá, então, os parâmetros C_1, C_2, \dots, C_k , enquanto que o parâmetro C_0 será calculado posteriormente utilizando-se a equação (A-2). O algoritmo para este método é apresentado a seguir:





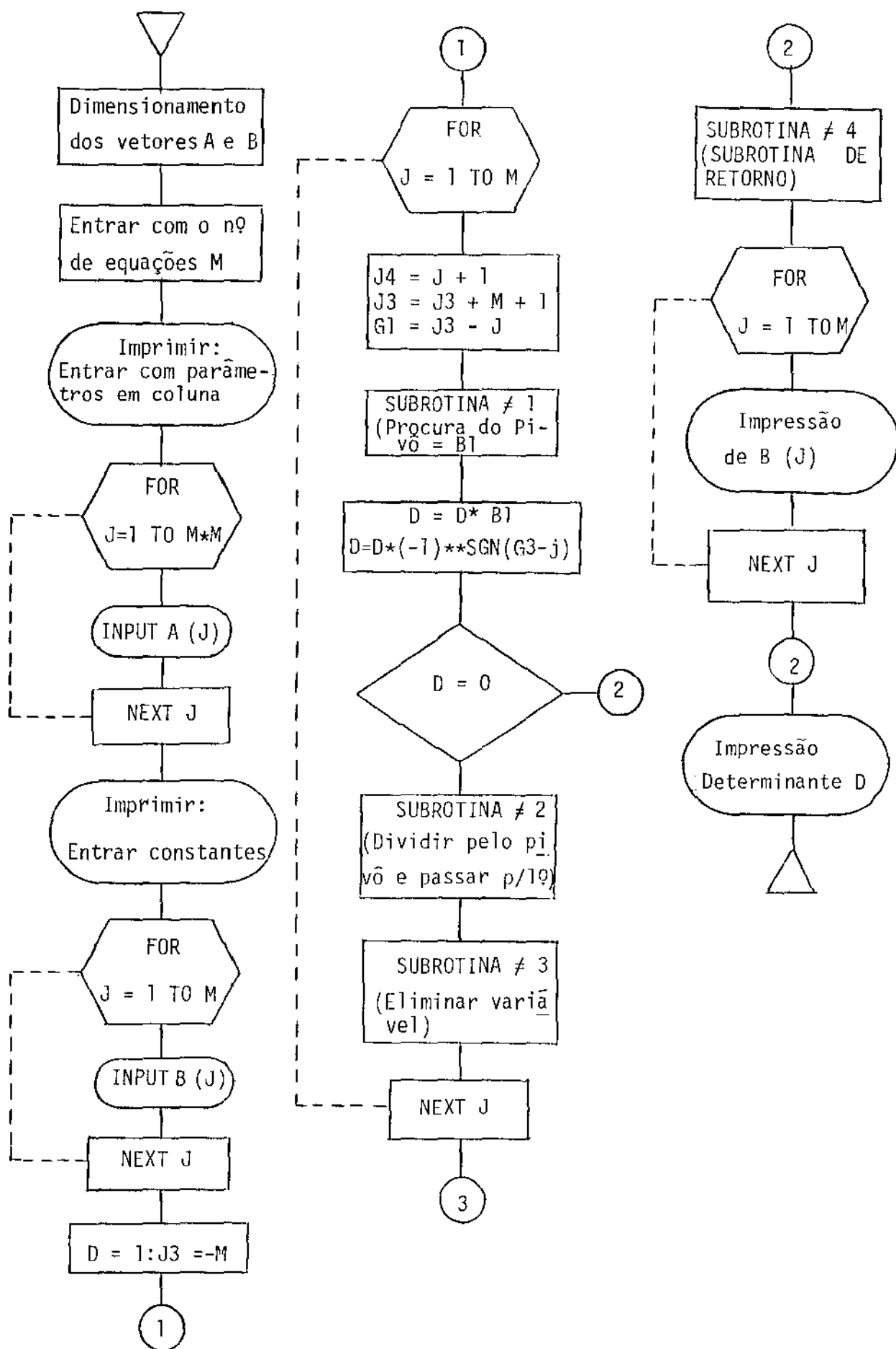


Fig. B2 - Método de Gauss para solução de sist.de equações

ANEXO B

Programa em linguagem BASIC para Regressão Linear Múltipla pelo método dos Mínimos Quadrados

```

10 REM este programa calcula os coeficientes de uma equação da forma
20 REM  $y=c_1+c_2 \log(x_1)+c_3 \log(x_3)+\dots$ 
30 REM Nu=número de Nusselt da partícula
40 REM Re=número de Reynolds da partícula
50 REM K =relação entre a condutividade térmica do sólido e do gás
60 REM Cp=relação entre o calor específico do sólido e do gás
70 REM Ro=relação entre a massa específica do sólido e do gás
80 REM e1=concentração volumétrica de sólidos na mistura
90 DIM Y(10),A(10,11),RE(90),NU(90),CP(90),RO(90),E1(90),ERRO(90),W1(20),X(20),K(90)
95 DIM IAUX(20)
100 FOR I=1 TO 6
110 FOR J=1 TO 7
120 A(I,J)=0
130 NEXT
140 NEXT
150 ERMED=0
160 LPRINT CHR$(14);
170 LPRINT" Resultados para o conjunto de partículas utilizado"
180 LPRINT:LPRINT:LPRINT
190 INPUT"Número de pontos experimentais=";N
200 LPRINT" Número de pontos experimentais=";N
210 FOR I=1 TO N
220 GET NU(I)
230 NEXT
240 FOR I=1 TO N
250 GET RE(I)
260 NEXT
270 FOR I=1 TO N
280 GET K(I)
290 NEXT
300 FOR I=1 TO N
310 GET CP(I)
320 NEXT
330 FOR I=1 TO N
340 GET RO(I)
350 NEXT
360 FOR I=1 TO N
370 GET E1(I)
380 NEXT
390 FOR I=1 TO N
400 R1=LOG(NU(I))
410 R2=LOG(RE(I))
420 R3=LOG(K(I))
430 R4=LOG(CP(I))
440 R5=LOG(RO(I))
450 R6=LOG(E1(I))
460 A(1,2)=A(1,2)+R2
470 A(1,3)=A(1,3)+R3
480 A(1,4)=A(1,4)+R4
490 A(1,5)=A(1,5)+R5

```

```

500 A(1,6)=A(1,6)+R6
510 A(1,7)=A(1,7)+R1
520 A(2,2)=A(2,2)+R2*R2
530 A(2,3)=A(2,3)+R2*R3
540 A(2,4)=A(2,4)+R2*R4
550 A(2,5)=A(2,5)+R2*R5
560 A(2,6)=A(2,6)+R2*R6
570 A(2,7)=A(2,7)+R2*R1
580 A(3,3)=A(3,3)+R3*R3
590 A(3,4)=A(3,4)+R3*R4
600 A(3,5)=A(3,5)+R3*R5
610 A(3,6)=A(3,6)+R3*R6
620 A(3,7)=A(3,7)+R3*R1
630 A(4,4)=A(4,4)+R4*R4
640 A(4,5)=A(4,5)+R4*R5
650 A(4,6)=A(4,6)+R4*R6
660 A(4,7)=A(4,7)+R4*R1
670 A(5,5)=A(5,5)+R5*R5
680 A(5,6)=A(5,6)+R5*R6
690 A(5,7)=A(5,7)+R5*R1
700 A(6,6)=A(6,6)+R6*R6
710 A(6,7)=A(6,7)+R1*R6
730 NEXT
740 A(1,1)=N
750 A(2,1)=A(1,2)
760 A(3,1)=A(1,3)
770 A(4,1)=A(1,4)
780 A(5,1)=A(1,5)
790 A(6,1)=A(1,6)
800 A(3,2)=A(2,3)
810 A(4,2)=A(2,4)
820 A(5,2)=A(2,5)
830 A(6,2)=A(2,6)
840 A(4,3)=A(3,4)
850 A(5,3)=A(3,5)
860 A(6,3)=A(3,6)
870 A(5,4)=A(4,5)
880 A(6,4)=A(4,6)
890 A(6,5)=A(5,6)
900 GOSUB 1000
910 AA=10**Y(1)
920 LPRINT"AA=";AA," y(2)=";Y(2)," y(3)=";Y(3)," y(4)=";Y(4)," y(5)=";Y(5)," y(6)=";Y(6)
930 LPRINT:LPRINT
940 FOR I=1 TO N
950 A1=Y(1)+Y(2)*LOG(RE(I))+Y(3)*LOG(K(I))+Y(4)*LOG(CP(I))+Y(5)*LOG(R0(I))+Y(6)*LOG(E1(I))
960 A1=10**A1
970 ERRO(I)=(NU(I)-A1)/NU(I)
980 ERMED=ERMED+ABS(ERRO(I))
990 IF I=10 THEN 1020
1000 LPRINT"Nu.exp(";I;")=";NU(I),SPC(3),"Nu.calc(";I;")=";A1,SPC(3),"erro(";I;")=";ERRO(I)
1010 GOTO 1030
1020 LPRINT"Nu.exp(";I;")=";NU(I),SPC(2),"Nu.calc(";I;")=";A1,SPC(2),"erro(";I;")=";ERRO(I)
1030 NEXT
1040 ERM=ERMED/N
1050 LPRINT:LPRINT
1060 LPRINT "erm=";ERM
1070 STOP
1080 END

```

```
1000 REM Resolução do sistema de eq. lineares pelo método de Gauss
1010 REM R é o número de equações lineares
1020 R=6
1050 FOR J=1 TO R
1060 FOR I=J TO R
1070 IF A(I,J)(<>)0 THEN 1110
1080 NEXT
1090 PRINT "Solução não única"
1100 GOTO 1320
1110 FOR K=1 TO R+1
1120 X=A(J,K)
1130 A(J,K)=A(I,K)
1140 A(I,K)=X
1150 NEXT
1160 Y=1/A(J,J)
1170 FOR K=1 TO R+1
1180 A(J,K)=Y*A(J,K)
1190 NEXT
1200 FOR I=1 TO R
1210 IF I=J THEN 1260
1220 Y=-A(I,J)
1230 FOR K=1 TO R+1
1240 A(I,K)=A(I,K)+Y*A(J,K)
1250 NEXT
1260 NEXT
1270 NEXT
1280 PRINT
1290 FOR I=1 TO R
1300 X(I)=INT(A(I,R+1)*1000+.5)/1000
1305 Y(I)=X(I)
1307 PRINT "y(";I;")=";Y(I)
1310 NEXT
1315 RETURN
1320 END
```

ANEXO C

REGRESSÃO NÃO LINEAR PELO MÉTODO DE POWELL (ALGORITMO SSQMIN)

A-Propósito

Este programa determina por Regressão Não Linear os coeficientes de uma equação multivariável da forma:

$$\hat{Y} = F(X_1, X_2, \dots, X_k; \hat{A}_1, \hat{A}_2, \dots, \hat{A}_m)$$

utilizando N pontos para Y_i e $X_{j,i}$; $i = 1, 2, \dots, N_j$
 $j = 1, 2, \dots, k$, onde

\hat{Y} = variável dependente

\hat{A}_j = coeficientes a determinar

F = função das variáveis independentes X

B-Método

O procedimento foi desenvolvido por M.J.D. Powell. O propósito básico foi modificar a técnica de Gauss-Newton para reduzir a dificuldade envolvida na resolução do conjunto de equações lineares de cada iteração. O procedimento incorpora um esquema de inversão da matriz iterativa discutido por Rosen para matrizes simétricas, as quais mudam somente uma linha e uma coluna da matriz ($A^t A$) em cada estágio do cálculo. Todas derivadas no procedimento de Powell são aproximadas por diferenças finitas.

O algoritmo apresenta-se da seguinte forma:

- 1) Um ponto de partida é escolhido e um conjunto inicial de componentes do vetor direcional $M_{i,j}$ ($i = 1, 2, \dots, M$;

$j = 1, 2, \dots, M$) \hat{e} selecionado paralelo aos eixos coordenados.

$$\underline{M}_1 = (1, 0, 0, \dots, 0)$$

$$\underline{M}_2 = (0, 1, 0, \dots, 0)$$

$$\vdots$$

$$\underline{M}_M = (0, 0, 0, \dots, 1)$$

2) As equações de Gauss-Newton são montadas

$$(\underline{A}^t \underline{A}) \underline{\Delta \hat{A}} = \underline{A}^t (\underline{Y} - \underline{\hat{Y}}^*)$$

com \underline{A} e $\underline{Y} - \underline{\hat{Y}}^*$ determinados no ponto de partida. O procedimento utiliza aproximações de diferenças finitas para as derivadas.

3) As equações de Gauss-Newton são resolvidas para $\underline{\Delta \hat{A}}$. Este valor \hat{e} usado para calcular um novo vetor direcional (normalizado) com os seguintes componentes,

$$M_i, \text{ novo} = \frac{\Delta \hat{A}_j}{\left[\sum_{j=1}^M \Delta \hat{A}_j^2 \right]^{1/2}}, \quad i = 1, 2, \dots, M.$$

4) Uma busca unidimensional \hat{e} então conduzida na direção de \underline{M} novo usando a relação

$$\hat{A}_i, \text{ novo} = \hat{A}_i, \text{ velho} + S M_i, \text{ novo} \quad i = 1, 2, \dots, M$$

onde S \hat{e} a distância movida na direção \underline{M} novo.

5) Quando o mínimo unidimensional \hat{e} encontrado, um teste de convergência global \hat{e} feito. Se satisfeito, o programa pára. Se não um dos vetores direcionais prévios \hat{e} substituí

do por um outro, com índices correspondentes ao máximo das seguintes quantidades:

$$b_i \quad \Delta \hat{A}_i \quad i = 1, 2, \dots, M$$

onde

$$b_i = \text{elementos de } \underline{A}^t (\underline{Y} - \hat{\underline{Y}}^*)$$

$$\Delta \hat{A}_i = \text{elementos de } \underline{\Delta \hat{A}}$$

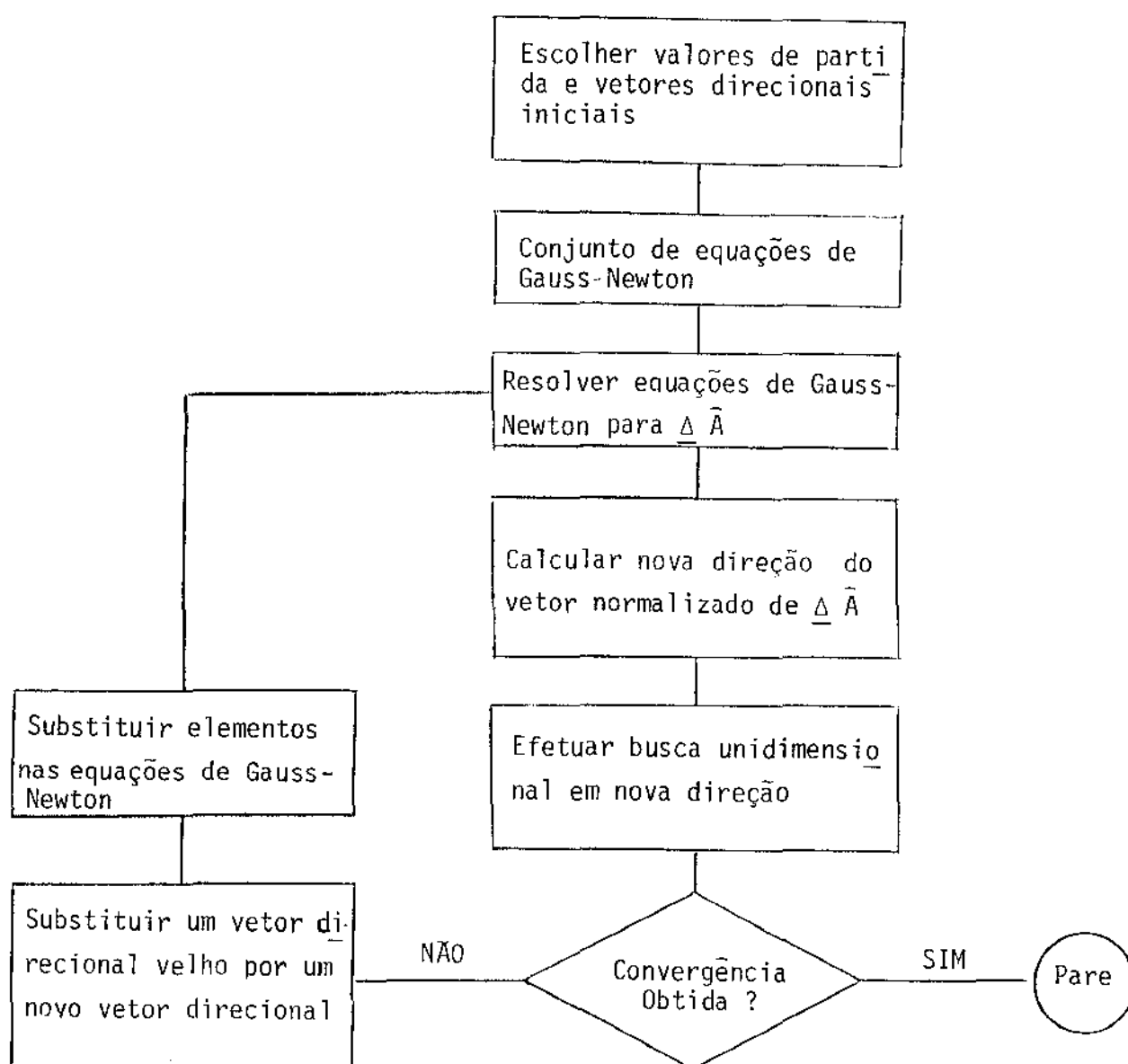


Figura C.1 - Diagrama Lógico de Powell


```

SUBROUTINE BOTM(X,E,N,EF,ESCALE,IPRINT,MAXIT,W,NW,XX,Y)
C
C
C
DIMENSION X(6),W(100),E(6),Y(52),XX(5,52)

WRITE(5,001)
001 FORMAT(11X,'SUBROTINA DE OTIMIZACAO DE POWELL-BOTM')
WRITE(5,002)N,MAXIT,ESCALE,(I,X(I),I=1,N),(J,E(J),J=1,N)
002 FORMAT(1X,///,3X,'PARAMETROS',///,3X,'N=',I2,4X,'MAXIT=',I4,
* 4X,'ESCALE=',F6.4,///,3X,'CHUTES INICIAIS',///1X,6(2X,
* 'A(',I2,',')=',F10.6),///,3X,'APROXIMACAO DESEJADA DAS
* VARIAVEIS',///,1X,6(2X,'E(',I2,',')=',E16.8))
C
DOMAG=.1*ESCALE
SCER=.05/ESCALE
JJ=N*(N+1)
JJJ=JJ+N
K=N+1
NFCC=1
IND=1
INN=1
DO 4 I=1,N
W(I)=ESCALE
DO 4 J=1,N
W(K)=0.0
IF(I-J)4,3,4
3 W(K)=ABS(E(I))
4 K=K+1
ITERC=1
ISGRAD=2
C
CALL CALCFX(N,X,F,XX,Y)
FKEEP=2.*ABS(F)
IFONE=1
FP=F
SUM=0.
IXP=JJ
DO 6 I=1,N
IXP=IXP+1
6 W(IXP)=X(I)
IDIRN=N+1
ILINE=1
DMAX=W(ILINE)
DACC=DMAX*SCER
DMAG=AMIN1(DOMAG,.1*DMAX)
DMAG=AMAX1(DMAG,20.*DACC)
DDMAX=10.*DMAG
GO TO (70,70,71),IFONE
C
70 DL=0.
D=DMAG
FPREV=F
IS=5
FA=FPREV
DA=DL
8 DD=D-DL
DL=D
50 K=IDIRN
DO 9 I=1,N

```

```

X(I)=X(I)+DD*W(K)
K=K+1
NICOMP
C
CALL CALCFX(N,X,F,XX,Y)
NFCC=NFCC+1
GO TO (10,11,12,13,14,96),IS
14 IF(F=FA)15,16,24
C
16 IF(ABS(D)-DMAX)17,17,18
17 D=D+D
GO TO 8
18 WRITE(5,019)
019 FORMAT(6X,'MAXIMA MUDANCA QUE NAO ALTERA A FUNCAO')
GO TO 20
C
15 FB=F
DB=D
GO TO 21
24 FB=FA
DB=DA
FA=F
DA=D
21 GO TO (83,23),ISGRAD
23 D=DB+DB-DA
IS=1
GO TO 8
83 D=0.5*(DA+DB-(FA-FB)/(DA-DB))
IS=4
IF((DA-D)*(D-DB))25,8,8
25 IS=1
IF(ABS(D-DB)-DDMAX)8,8,26
26 D=DB+SIGN(DDMAX,DB-DA)
IS=1
DDMAX=DDMAX+DDMAX
DDMAG=DDMAG+DDMAG
IF (DDMAG_GE.1.00+30) DDMAG=1.00+30
IF(DDMAX-DDMAX)8,8,27
27 DDMAX=DMAX
GO TO 8
13 IF(F=FA)28,23,23
28 FC=FB
DC=DB
29 FB=F
DB=D
GO TO 30
12 IF(F=FB)28,28,31
31 FA=F
DA=D
GO TO 30
11 IF(F=FB)32,10,10
32 FA=FB
DA=DB
GO TO 29
71 DL=1.
DDMAX=5.
FA=FP
DA=-1.
FB=FHOLD
DB=0.
D=1.

```

UNICAMP

```

FC=F
DC=D
30 A=(DB-DC)*(FA-FC)
   B=(DC-DA)*(FB-FC)
   IF((A+B)*(DA-DC))33,33,34
33 FA=FB
   DA=DB
   FB=FC
   DB=DC
   GO TO 26
34 D=0.5*(A*(DB+DC)+B*(DA+DC))/(A+B)
   DI=DB
   FI=FB
   IF(FB-FC)44,44,43
43 DI=DC
   FI=FC
44 GO TO (86,86,85),ITONE
85 ITONE=2
   GO TO 45

C
86 IF(ABS(D-DI)-DACC)41,41,93
93 IF(ABS(D-DI)-0.03*ABS(D))41,41,45
45 IF((DA-DC)*(DC-D))47,46,46
46 FA=FB
   DA=DB
   FB=FC
   DB=DC
   GO TO 25
47 IS=2
   IF((DB-D)*(D-DC))48,8,8

48 IS=3
   GO TO 8
41 F=FI
   D=DI-DL
   DD=SQRT((DC-DB)*(DC-DA)*(DA-DB)/(A+B))
   DD 49 I=1,8
   X(I)=X(I)+D*W(IDIRN)
   W(IDIRN)=DD*W(IDIRN)
49 IDIRN=IDIRN+1
   W(ILINE)=W(ILINE)/DD
   ILINE=ILINE+1
   IF(IPRINT-1)51,50,51

C
50 WRITE(5,52)ITERC,NFCC,F
52 FORMAT(1X,1X,ITERCAO,15,I15,VALORES DA FUNCAO,
*,10X,IF='E15.8)
   GO TO (51,53),IPRINT

51 GO TO (55,38),ITONE
55 IF(FPREV_F-SUM)94,95,95
95 SUM=FPREV_F
   JIL=ILINE
94 IF(IDIRN-JJ)7,7,84
84 GO TO (92,72),IND
92 FHOLD=F
   IS=6

IXP=JJ

```

```

DO 59 I=1,N
UNICAMP IXP=IXP+1
59 W(IXP)=X(I)-W(IXF)
DD=1.
GO TO 58
96 GO TO (112,87),IND
112 IF(FP-F)37,37,91
91 D=2.*(FP+F-2.*FHOLD)/(FP-F)**2
IF(D*(FP-FHOLD-SUM)**2-SUM)87,37,37
87 J=JIL,N+1
IF(J-JJ)60,60,61
60 DO 62 I=J,JJ
K=I-N
62 W(K)=W(I)
DO 97 I=JIL,N
97 W(I-1)=W(I)
61 IDIRN=IDIRN-N
ITONE=3
K=IDIRN
C
IXP=JJ
AAA=0.
DO 67 I=1,N
IXP=IXP+1
W(K)=W(IXP)
IF(AAA=ABS(W(K)/E(I)))66,67,67
66 AAA=ABS(W(K)/E(I))
67 K=K+1
DDMAG=1.
W(N)=ESCALE/AAA
ILINE=N
GO TO 7
37 IXP=JJ
AAA=0.
F=FHOLD
DO 99 I=1,N
IXP=IXP+1
X(I)=X(I)-W(IXP)
IF(AAA*ABS(E(I))-ABS(W(IXP)))98,99,99
98 AAA=ABS(W(IXP)/E(I))
99 CONTINUE
GO TO 72
38 AAA=AAA*(1+DI)
GO TO (72,106),IND
72 IF(IPRINT-2)53,50,50
53 GO TO (109,88),IND
109 IF(AAA-0.1)20,20,76
C
76 IF(F-FP)35,78,78
78 WRITE(5,80)
80 FORMAT(6X,'APROXIMACOES LIMITADAS POR ERROS EM F')
GO TO 20
C
88 IND=1
35 DDMAG=0.4*SQRT(ABS(FP-F))
IF(DDMAG_GE_1.00+30)DDMAG=1.00+30
ISGRAD=1
C
108 ITERC=ITERC+1
IF(ITERC-MAXIT,5,5,81

```



```

WRITE(5,82)MAXIT
FORMAT(1X,15,'LITERACOES COMPLETADAS')
IF(F=FKEEP)20,20,110
110 F=FKEEP
DO 111 I=1,N
JJJ=JJJ+1
111 X(I)=W(JJJ)
GO TO 20
101 JIL=1
FP=FKEEP
IF(F=FKEEP)105,78,104
104 JIL=2
FP=F
F=FKEEP
105 IXP=JJ
DO 113 I=1,N
IXP=IXP+1
K=IXP+N
GO TO (114,115),JIL
114 W(IXP)=W(K)
GO TO 113
115 W(IXP)=X(I)
X(I)=W(K)
113 CONTINUE
JIL=2
GO TO 92
106 IF(AAA=0)1)20,20,107
20 EF=F
RETURN
107 INN=1
GO TO 35
END

```

Subrotina para o cálculo da função objetivo de forma direta

```

SUBROUTINE CALCFX(N,A,F,Z,Y)
C
C   DIMENSION A(6),Z(5,52),Y(52),F1(52)
C
C   A1=A(1)
C   A2=A(2)
C   A3=A(3)
C   A4=A(4)
C   A5=A(5)
C   A6=A(6)
C
C   SUM=0
C
C   DO 10 J=1,52
C     F1(J)=Y(J)-A1*Z(1,J)**A2*Z(2,J)**A3*Z(3,J)**A4*Z(4,J)**
*   A5*Z(5,J)**A6
C     SUM=SUM+F1(J)*F1(J)
10
C   CONTINUE
C
C   F=SUM
C
C   RETURN
C   END

```

Subrotina para o cálculo da função objetivo pelo método que utiliza o Jacobiano

```

SUBROUTINE CALCFX(H,A,F,Z,Y)
C
C
C   DIMENSION A(6),Z(5,52),Y(52),F1(52),F2(52),F3(52),
*   F4(52),F5(52),F6(52),F7(52),F8(52)
C
C   A1=A(1)
C   A2=A(2)
C   A3=A(3)
C   A4=A(4)
C   A5=A(5)
C   A6=A(6)
C
C   SUM1=0.
C   SUM2=0.
C   SUM3=0.
C   SUM4=0.
C   SUM5=0.
C   SUM6=0.
C
C   DO 1000 J=1,52
C
C   F6(J)=Z(1,J)**A2*Z(2,J)**A3*Z(3,J)**A4*Z(4,J)**A5*
*   Z(5,J)**A6
C
C   F7(J)=A1*(F6(J))**2
C
C   F1(J)=-F6(J)*Y(J)+F7(J)
C
C   SUM1=SUM1+F1(J)
C
C   F2(J)=ALOG(Z(1,J))*A1*F1(J)
C
C   SUM2=SUM2+F2(J)
C
C   F3(J)=ALOG(Z(2,J))*A1*F1(J)
C
C   SUM3=SUM3+F3(J)
C
C   F4(J)=ALOG(Z(3,J))*A1*F1(J)
C
C   SUM4=SUM4+F4(J)
C
C   F5(J)=ALOG(Z(4,J))*A1*F1(J)
C
C   SUM5=SUM5+F5(J)
C
C   F8(J)=ALOG(Z(5,J))*A1*F1(J)
C   SUM6=SUM6+F8(J)
C
1000 CONTINUE
C
C   F=ABS(SUM1)+ABS(SUM2)+ABS(SUM3)+ABS(SUM4)+ABS(SUM5)+
*   ABS(SUM6)
C
C   RETURN
C   END

```


ANEXO D

REGRESSÃO NÃO LINEAR PELO MÉTODO DE MARQUARDT

(ALGORÍTMO BSOLVE)

A-Propósito

Este programa determina por Regressão Não Linear os coeficientes de uma equação multivariável da forma:

$$\hat{Y} = F(X_1, X_2, \dots, X_k; \hat{A}_1, \hat{A}_2, \dots, \hat{A}_m)$$

utilizando N pontos dados para Y_i e $X_{j,i}$, $i = 1, 2, \dots, N$; $j = 1, 2, \dots, K$.

B-Método

O procedimento foi proposto por MARQUARDT como uma extensão do método de Gauss-Newton, de modo a permitir uma convergência com, relativamente, poucos cálculos de partida para os coeficientes desconhecidos. Uma função objetivo por mínimos quadrados é utilizada. Neste método, as equações normais de Gauss-Newton são modificadas pela adição de um fator λ de forma que:

$$\left[\underline{A}^t \underline{A} + \lambda * \underline{I} \right] \Delta \underline{\hat{A}} = \underline{A}^t (\underline{Y} - \underline{\hat{Y}}^*)$$

onde \underline{I} é a matriz identidade. Então λ é adicionado a cada termo da diagonal principal da matriz $\underline{A}^t \underline{A}$. Pode ser mostrado que quando λ tende a 0 o método de Marquardt se reduz a Gauss-Newton. Quando λ tende a ∞ , o método de Marquardt é idêntico ao método de Steepest Descent, que é apropriado para

a convergência de chutes iniciais bem distantes da solução correta, requer muito tempo de processamento.

C-Descrição do Programa

- 1) O programa consiste de um programa principal, uma subrotina geral BSOLVE, uma função subprograma ARCOS e uma subrotina FUNC.
- 2) Subrotina BSOLVE - efetua cálculos primários e coordena a outra subrotina.
Subrotina FUNC - especifica o modelo.

Programa em linguagem FORTRAN para regressão não linear pelo método de MARQUARDT.

```

C      ESTE PROGRAMA DETERMINA OS COEFICIENTES DE UMA EQUACAO
C      POR REGRESSAO NAO LINEAR PELO METODO DE MARQUARDT
C
C      PARAMETROS DO PROGRAMA
C
C      NN =NUMERO DE PONTOS DADOS OU NUMERO DE INCOGNITAS
C      KK =NUMERO DE INCOGNITAS
C      B  =VETOR DAS INCOGNITAS
C      BMIN=VETOR DOS MINIMOS VALORES DE B
C      BMAX=VETOR DOS MAXIMOS VALORES DE B
C      X  =VETOR DE PONTOS DADOS DAS VARIAVEIS INDEPENDENTES
C      Y  =VETOR DAS VARIAVEIS DEPENDENTES
C      PH =FUNCAO OBJETIVO DE MINIMOS QUADRADOS
C      Z  =VALORES CALCULADOS DAS VARIAVEIS DEPENDENTES
C
C
C      DIMENSION P(600),A(10,10),AC(10,10),X(89,5),B(10)
C      DIMENSION Z(300),Y(300),BV(10),BMIN(10),BMAX(10)
C
C      DIMENSION NOME(12),TITULO(12)
C
C      LEITURA DO NUMERO DE DADOS E INCOGNITAS
C      CALL IFILE(21,NOME DO ARQUIVO DE DADOS 1)
C      CALL IFILE(22,NOME DO ARQUIVO DE DADOS 2)
C      READ(21,14)(NOME(I),I=1,12)
14      FORMAT(12A5)
C
C      READ(21,2)NN, KK
C
C      LEITURA DOS CHUTES INICIAIS
C
C      READ(21,3)(B(J),J=1, KK)
C
C      FORMAT(2G)
C      FORMAT(6G)
C
C      WRITE(5,231)B(1),B(2),B(3),B(4),B(5),B(6)
231      FORMAT(6G)
C      LEITURA DOS LIMITES DAS VARIAVEIS
C
C      READ(21,4)(BMIN(J),J=1, KK)
C      READ(21,4)(BMAX(J),J=1, KK)
C
C      FORMAT(6G)
C
C      LEITURA DAS VARIAVEIS INDEPENDENTES
C      LEITURA DAS VARIAVEIS DEPENDENTES
C

```

```

C
      READ(22,13)(TITULO(I),I=1,12)
13      FORMAT(12A5)
      DO 35 J=1,NN
35      READ(22,1200)(X(J,I),I=1,5),X(J)
200      FORMAT(6G)

C
C
      FNU=0.0
      FLA=0.0
      TAU=0.0
      EPS=0.0
      PHMIN=0.0
      I=0
      KD=KK
      DO 100 J=1,KK
100      BV(J)=1.0
      CONTINUE
      ICON=KK
      ITER=0
      WRITE(5,15)
15      FORMAT(1X,/,11X,'ALGORITMO DE REGRESSAO BSOLVE')
C
200      CALL BSOLVE(KK,B,NN,Z,X,PH,FNU,FLA,TAU,EPS,PHMIN,I,ICON
      *      ,BV,BMIN,BMAX,P,KD,A,AC,GAMMA,X,BB)
      ITER=ITER+1
      ID=ID+1
      IF(ID=20)22,33,33
33      WRITE(5,1)ICON,PH,ITER
1      FORMAT(1X,/,2X,'ICON= ',14,4X,'PH= ',E15.8,3X,'IT N= ',13)
      ID=0
22      IF(ICON)10,300,200
10      IF(ICON+1)20,60,200
20      IF(ICON+2)30,70,200
30      IF(ICON+3)40,80,200
40      IF(ICON+4)50,90,200
50      GO TO 95
60      WRITE(5,5)
5      FORMAT(1X,/,2X,'NAO E POSSIVEL MELHORAR A FUNCAO')
      GO TO 300
70      WRITE(5,6)
6      FORMAT(1X,/,2X,'EXISTE MAIS INCOGNITAS QUE FUNCOES')
      GO TO 300
80      WRITE(5,7)
7      FORMAT(1X,/,2X,'TOTAL DE VARIAVEIS E ZERO')
      GO TO 300
90      WRITE(5,8)
8      *      FORMAT(1X,/, 'AS CORRECOES SATISFAZEM AS EXIGENCIAS DE
      *      CONVERGENCIA, MAS O FATOR LAMBDA(FLA) AINDA E GRANDE')
      GO TO 300
95      WRITE(5,9)
9      FORMAT(1X,/,2X,'ISTO NAO E POSSIVEL')
      GO TO 300
300      WRITE(5,12)
12      FORMAT(1X,/,2X,' SOLUCAO DAS EQUACOES')
      DO 400 J=1,KK

```

```

WRITE(5,11)J,B(J)
11  FORMAT(1X,/,/,2X,'B(',I2,')='/,E16.8)
400  CONTINUE
C
1000  STOP
END
SUBROUTINE BSOLVE(KK,B,NB,Z,X,PH,FV,FLA,TAU,EPS,PHMIN,
* 1,ICON,BV,BMIN,BMAX,P,KD,A,AC,GAMM,X,BB)

  DIMENSION B(10),Z(100),X(100),BV(10),BMIN(10),BMAX(10)
  DIMENSION P(160),A(10,10),AC(10,10),X(89,5),BB(160)
C
  K=KK
  N=NB
  KP1=K+1
  KP2=KP1+1
  KBI1=K*N
  KBI2=KBI1+K
  KZI=KBI2+K
  IF(FNU.LE.0.)FNU=5.0
  IF(FLA.LE.0.)FLA=0.01
  IF(TAU.LE.0.)TAU=0.001
  IF(EPS.LE.0.)EPS=0.00002
  IF(PHMIN.LE.0.)PHMIN=0.
120  KE=0
130  DO 160 I1=1,K
160  IF(BV(I1).NE.0.)KE=KE+1
  IF(KE.GT.0) GO TO 170
162  ICON=-3
163  GO TO 2120
170  IF(N.GE.KE) GO TO 500
180  ICON=-2
190  GO TO 2120
500  I1=1
530  IF(I1.GT.0) GO TO 1530
550  DO 560 J1=1,K
  J2=KBI1+J1
  P(J2)=B(J1)
  J3=KBI2+J1
560  P(J3)=ABS(B(J1))+1.E-02
  GO TO 1030
590  IF(PHMIN.GT.PH.AND.I1.GT.1) GO TO 625
  DO 620 J1=1,K
  N1=(J1-1)*N
  IF(BV(J1))605,620,605
C601  CALL DERIV(K,N,Z,P(N1+1),FV,DV,J1,JTEST)
  IF(JTEST.NE.(-1)) GO TO 620
  BV(J1)=1.0
605  DO 606 J2=1,K
  J3=KBI1+J2
606  P(J3)=B(J2)
  J3=KBI1+J1
  J4=KBI2+J1
  DEN=0.001*AMAX1(P(J4),ABS(P(J3)))
  IF(P(J3)+DEN.LE.BMAX(J1)) GO TO 55
  P(J3)=P(J3)-DEN
  DEN=-DEN

```

```

GO TO 56
55 P(J3)=P(J3)+DEN
56 CALL FUNC(K,P(KB11+1),N,X,P(N1+1))
DO 610 J2=1,N
JB=J2+N1
610 P(JB)=(P(JB)-Z(J2))/DEN
620 CONTINUE
C
C CORRECAO DAS EQUACOES
C
625 DO 725 J1=1,K
N1=(J1-1)*N
A(J1,KP1)=0.
IF(BV(J1))630,692,630
630 DO 640 J2=1,N
N2=N1+J2
640 A(J1,KP1)=A(J1,KP1)+P(N2)*(Y(J2)-Z(J2))
650 DO 680 J2=1,K
660 A(J1,J2)=0.
665 N2=(J2-1)*N
670 DO 680 J3=1,N
672 N3=N1+J3
674 N4=N2+J3
680 A(J1,J2)=A(J1,J2)+P(N3)*P(N4)
IF(A(J1,J1).GT.1.E-20) GO TO 725
692 DO 694 J2=1,KP1
694 A(J1,J2)=0.
695 A(J1,J1)=1.0
725 CONTINUE
GN=0.
DO 729 J1=1,K
729 GN=GN+A(J1,KP1)**2
C
C ESCALA DE CORRECOES DAS EQUACOES
C
DO 726 J1=1,K
726 A(J1,KP2)=SQRT(A(J1,J1))
DO 727 J1=1,K
A(J1,KP1)=A(J1,KP1)/A(J1,KP2)
DO 727 J2=1,K
727 A(J1,J2)=A(J1,J2)/(A(J1,KP2)*A(J2,KP2))
730 FL=FLA/FNB
GO TO 810
800 FL=FNU*FL
810 DO 840 J1=1,K
820 DO 830 J2=1,KP1
830 AC(J1,J2)=A(J1,J2)
840 AC(J1,J1)=AC(J1,J1)+FL
C
C RESOLVE AS EQUACOES CORRIGIDAS
C
DO 930 L1=1,K
L2=L1+1
DO 910 L3=L2,KP1
910 AC(L1,L3)=AC(L1,L3)/AC(L1,L1)
DO 930 L3=1,K
IF(L1-L3)920,930,920
920 DO 925 L4=L2,KP1

```

```

925      AC(L3,L4)=AC(L3,L1)-AC(L1,L4)*AC(L3,L1)
930      CONTINUE
C
      DN=0.
      DG=0.
      DO 1020 J1=1,K
      AC(J1,KP2)=AC(J1,KP1)/A(J1,KP2)
      J2=KBI1+J1
      P(J2)=AMAX1(DMIN(J1),AMIN1(BMAX(J1),B(J1)+AC(J1,KP2)))
      DG=DG+AC(J1,KP2)*A(J1,KP1)*A(J1,KP2)
      DN=DN+AC(J1,KP2)*AC(J1,KP2)
1020     AC(J1,KP2)=P(J2)-B(J1)

      COSG=DG/SQRT(DN*GN)
      JGAM=0
      IF(COSG)1100,1110,1110
1100     JGAM=2
      COSG=-COSG
1110     CONTINUE
      COSG=AMIN1(COSG,1.0)
      GAMM=ARCCOS(COSG)*180./(3.14159265)
      IF(JGAM.GT.0)GAMM=180.-GAMM
1030     CALL FUNC(K,P(KBI1+1),N,X,P(KZI+1))
1500     PHI=0.
      DO 1520 J1=1,N
      J2=KZI+J1
1520     PHI=PHI+(P(J2)-Y(J1))**2
      IF(PHI.LT.1.E-10) GO TO 3000
      IF(I.GT.0) GO TO 1540
1521     ICON=K
      GO TO 2110
1540     IF(PHI_GE_PH) GO TO 1530
C
C      TESTE EPSILON
C
1200     ICON=0
      DO 1220 J1=1,K
      J2=KBI1+J1
1220     IF(ABS(AC(J1,KP2))/(TAU+ABS(P(J2)))>.EPS)ICON=ICON+1
      IF(ICON.EQ.0) GO TO 1400
C
C      TESTE GAMMA LAMBDA
C
      IF(FL.GT.1.0.AND.GAMM.GT.90.0)ICON=-1
      GO TO 2105
C
C      TESTE GAMMA EPSILON
C
1400     IF(FL.GT.1.0.AND.GAMM.LE.45.0)ICON=-4
      GO TO 2105
C
1530     IF(I1-2)1531,1531,2310
1531     I1=I1+1
      GO TO (530,590,800),I1
2310     IF(FL.LT.1.0E+10) GO TO 800
1320     ICON=-1
C
2105     FLA=FL

```

```

      DO 2091 J2=1,K
      J3=KBI1+J2
2091   B(J2)=P(J3)
2110   DO 2050 J2=1,M
      J3=KZI+J2
2050   Z(J2)=P(J3)
      PH=PHI
      I=I+1
2120   RETURN
3000   ICON=0
      GO TO 2105
C
      END
      SUBROUTINE FUNC(KK,B,NN,X,Z)
      DIMENSION X(69,5),Z(600),B(10)

      DO 100 JJ=1,NN
      Z(JJ)=B(1)*X(JJ,1)**B(2)*X(JJ,2)**B(3)*X(JJ,3)**B(4)*
*      X(JJ,4)**B(5)*X(JJ,5)**B(6)
100   CONTINUE
      RETURN
      END

```

```

      FUNCTION ARCOS(Z)

      X=Z
      KEY=0
      IF(X.LT.(-1.)) X=-1.
      IF(X.GT.1.) X=1.
      IF(X.GE.(-1.) .AND. X.LT.0.) KEY=1
      IF(X.LT.0.) X=ABS(X)
      IF(X.EQ.0.) GO TO 10
      ARCOS=ATAN(SORT(1.-X*X)/X)
      IF(KEY.EQ.1) ARCOS=3.14159265-ARCOS
      GO TO 999
10   ARCOS=1.5707963
C
999   RETURN
      END

```


ANEXO E

PROGRAMA BASIC CALCULA FOR

Propósito

Este programa é utilizado para calcular a soma dos quadrados dos erros entre valores experimentais e valores calculados de uma variável, obtidos a partir de uma correlação qualquer. A soma dos quadrados dos erros é acumulada em uma função aqui denominada FI. Quando do confronto de várias correlações existentes para o cálculo de uma determinada variável, podemos verificar que aquele que minimiza FI é a mais aceita.

```

1000 DIM RE(80),NU(80),CPS(80),ROS(80),E(80),K(80),YC(80)
1010 INPUT "Numero de pontos experimentais=";N
1020 FOR I=1 TO N
1030 GET NU(I)
1040 NEXT
1050 FOR I=1 TO N
1060 GET RE(I)
1070 NEXT
1080 FOR I=1 TO N
1090 GET K(I)
1100 NEXT
1110 FOR I=1 TO N
1120 GET CPS(I)
1130 NEXT
1140 FOR I=1 TO N
1150 GET ROS(I)
1160 NEXT
1170 FOR I=1 TO N
1180 GET E(I)
1190 NEXT
1200 A(1)=.026485:A(2)=.491:A(3)=.124:A(4)=1.256:A(5)=.521:A(6)=.412
1210 SUM=0
1220 PRINT "      Yexperimental      Ycalculado "
1230 FOR I=1 TO N
1240 YC(I)=A(1)*RE(I)**A(2)*K(I)**A(3)*CPS(I)**A(4)*ROS(I)**A(5)*E(I)**A(6)
1250 PRINT ("4x,f9.5,12x,f9.5")NU(I),YC(I)
1260 SUM=SUM+(NU(I)-YC(I))*(NU(I)-YC(I))
1270 NEXT
1280 PRINT:PRINT
1290 PRINT "      Soma do quadrado dos erros=";SUM
1300 END

```

ANEXO F

PROGRAMA BASIC PARA O CÁLCULO DOS PARÂMETROS ADIMENSIONAIS A
SEREM USADOS NA CORRELAÇÃO PROPOSTA

Propósito

A partir das diferenças manométricas de pressão dos fluxos de ar primário, ar secundário e ar de reinjeção e das voltagens medidas nas colunas de aquecimento, são determinados os vários grupamentos adimensionais.

```

1000 REM Cálculo do número de Nusselt ,número de Reynolds,relação Ks/Kg,
1010 REM relação Cps/Cpg,relação Ros/Rog e conc.volumétrica de sólidos
1020 REM da suspensão
1030 REM
1040 REM                      Relação das variáveis
1050 REM
1060 REM HWP=dif.de altura do fluido manom.p/ o ar primário(cm CC14)
1070 REM HWS=dif.de altura do fluido manom.p/ o ar secundário(cm CC14)
1080 REM PAP=pressão estática do ar primário(cm Hg)
1090 REM PAS=pressão estática do ar secundário(cm Hg)
1100 REM HWC=dif.de altura do fluido manom.p/ o ar de reinjeção(cm Hg)
1110 REM TAP=temperatura do ar primário(°C)
1120 REM TAS=temperatura do ar secundário(°C)
1130 REM TA =temperatura ambiente(°C)
1140 REM TW =temp.da parede do aquecedor à 60 cm do distrib.(°C)
1150 REM TB1=temp.média da mistura na região do 1º aquecedor(°C)
1180 REM V=tensão na primeira coleira de aquecimento(volt)
1200 REM E=porosidade média do sistema na região do 1º aquecedor(°C)
1210 REM QT=vazão volumétrica total do fluxo de ar(m³/s)
1220 REM VAZ=vazão mássica de sólidos(kg/s)
1230 REM
1240 GET HWP,PAP,HWS,PAS,HWC,TAP,TAS,TA,TW,TB1,V,VAZ,E
1250 TA=(TA*9/5)+492
1260 TAP=(TAP*9/5)+492
1270 HWP=HWP*.629
1280 HWS=HWS*.629
1290 TAS=(TAS*9/5)+492
1300 PAP=(PAP*10/720)*14.7+(720/760)*14.7
1310 PAS=((PAS*10/720)*14.7)+((720/760)*14.7)
1320 GAP=243.01*(TA/520)*SQR(520/TAP)*SQR(HWP*PAP)

```

ANEXO G

PROGRAMA BASIC PARA O CÁLCULO DA VELOCIDADE TERMINAL DE PARTÍCULAS NÃO ESFÉRICAS COM ESFERICIDADE CONHECIDA

```

10 REM correlações de Massarani para determinação da velocidade terminal
15 REM de partículas não esféricas com esfericidade igual a 0.65
20 REM Estas correlações foram obtidas a partir do ajustamento dos dados
25 REM experimentais de Pettyjohn e Christiansen
30 REM
35 REM          Descrição das variáveis
40 REM
45 REM    TB1=Temperatura média da suspensão
50 REM    DP=Diâmetro da partícula
55 REM    R0=Massa específica do gás
60 REM    ROS=Massa específica do sólido
65 REM    g=Aceleração da gravidade
70 REM    MI=Viscosidade do gás
75 REM
80 GET TB1
85 DP=0.00102
90 TB=(TB1/5*9)+32
95 R0=0.005879-0.000172*TB+0.000000219624*(TB*TB)
100 RO=R0*1000/62.43
105 MI=0.040034+0.000064*TB-0.0000000189155*(TB*TB)
110 MI=MI*100/(12*2.54*3600*2.2046)
115 ROS=1750
120 G=9.81
125 X1=4*G*DP*DP*DP*R0*(ROS-R0)/(3*MI*MI)
130 X=LOG (X1)
135 Y=-1.68814 +1.28653*X-.131927*X*X+.007235*X*X*X
140 REINF=10**Y
145 VINI=REINF*MI/(DP*R0)
150 N=1.3
155 K1=.843;K2=5.31-4.88*.65
160 K3=K1*X1/24
165 K4=(1+(((K1*K2*.5)/24)*X1**.5)**N))**(1/N)
170 RE1=K3/K4
175 VINI1=RE1*MI/(R0*DP)
180 PRINT"-----"
185 PRINT "      Vinf1=";VINI1
190 PRINT "      Vinf =" ;VINI
195 PRINT"-----"
200 END
205 DATA 35

```

NOMENCLATURA

- A = área da superfície de troca de calor, L^2
 C_D = coeficiente de arraste da partícula isolada, adimensional

$$C_D = \frac{4}{3} \frac{g \, dp \, (\rho_s - \rho_g) / \rho_g}{v_\infty^2}$$

 C_{pg} = calor específico do fluido, $L^2 T^{-2}$
 C_{ps} = calor específico do sólido, $L^2 T^{-2}$
 D_t = diâmetro do tubo, L
 dp = diâmetro da partícula sólida, L
 F_a = fator de correção por expansão térmica do plano primário, adimensional.
 F_b = fator básico do orifício para gás, adimensional
 F_g = fator de correção na massa específica do gás, adimensional
 F_m = fator de correção do manômetro, adimensional
 F_{pb} = fator de correção na pressão ambiente para o gás, adimensional
 F_{pv} = fator de super compressibilidade do gás, adimensional
 F_r = fator de correção do efeito das forças viscosas para gás, adimensional
 F_{tb} = fator de correção na temperatura ambiente do gás, adimensional
 F_{tf} = fator de correção na temperatura do escoamento do gás, adimensional
 F_{wv} = fator de correção para o volume de vapor d'água no gás, adimensional
 f_s = fator de fricção dos sólidos com a parede do tubo, adimensional.

- g = aceleração normal da gravidade, LT^{-2}
 G_o = velocidade mássica de fluido, $ML^{-2}T^{-1}$
 G_s = velocidade mássica do sólido, $ML^{-2}T^{-1}$
 h_{Hg} = deflexão manométrica em milímetros de mercúrio
 h_{mp} = coeficiente de transferência de calor leito-parede, MT^{-3}
 h_w = deflexão manométrica em polegadas de água
 k_g = condutividade térmica do fluido, MLT^{-3}
 k_m = condutividade térmica do leito imóvel, MLT^{-3}
 k_s = condutividade térmica do sólido, MLT^{-3}
 L_h = altura da região de aquecimento, L
 Nu_o = número de Nusselt do gás puro, $Nu_o = \frac{h_o D_t}{k_g}$, adimensional
 Nu = número de Nusselt da partícula, $Nu = \frac{h_{mp} dp}{k_g}$, adimensional
 P_f = pressão estática absoluta do gás em psia
 P = pressão local, FL^{-2}
 Q_{ac} = vazão volumétrica do ar de reinjeção, L^3T^{-1}
 Q_h = vazão volumétrica do gás, L^3T^{-1}
 R = razão de expansão do leito, adimensional
 Re = número de Reynolds da partícula, $Re = \frac{\rho_g U_o dp}{\mu}$, adimensional
 Re_t = número de Reynolds do gás, $Re_t = \frac{\rho_g U_o D_t}{\mu}$, adimensional
 T_b = temperatura absoluta do ambiente em $^{\circ}R$
 T_f = temperatura absoluta do gás que escoar em $^{\circ}R$
 T_m = temperatura média da mistura gás-sólido em $^{\circ}C$
 T_t = temperatura da parede do aquecedor em $^{\circ}C$

u	= velocidade local do fluido, LT^{-1}
U_o	= velocidade superficial do fluido, LT^{-1}
U_{mb}	= velocidade mínima de borbulhamento, LT^{-1}
U_{mf}	= velocidade mínima de fluidização, LT^{-1}
v	= velocidade superficial do sólido, LT^{-1}
V_{∞}	= velocidade terminal das partículas sólidas, LT^{-1}
W_s	= vazão mássica de sólidos, MT^{-1}
W_g	= vazão mássica de fluido, MT^{-1}
Y	= fator de expansão, adimensional
ϵ	= porosidade do sistema, adimensional
ϵ_f	= porosidade do leito fluidizado borbulhante, adimensional
ϵ_{mf}	= porosidade na mínima fluidização, adimensional
ϕ	= esfericidade do sólido, adimensional
μ	= viscosidade absoluta do fluido, $ML^{-1}T^{-1}$
η	= eficiência de fluidização, adimensional
ρ_s	= massa específica do gás, ML^{-3}
ρ_m	= massa específica do sólido imóvel, ML^{-3}
ρ_M	= concentração de sólidos na mistura fluidizada, ML^{-3}
ρ_s	= massa específica do sólido, ML^{-3}
δ	= espessura da camada limite térmica para o sistema ar-partículas sólidas, L
D_r	= distância entre duas camadas sucessivas de partículas, L
$\bar{\epsilon}$	= porosidade média

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

1. Reh, L., "Calcinating aluminum trihydrate in a circulating fluid bed, a new technique", Aust. Inst. Min. Met. No. 241, Marc. 1972.
2. Scolin, E.M., "Dinâmica do contato gás-sólido no escoamento concorrente ascendente vertical em sistemas com recirculação", Tese M.S. em Engenharia Química, UNICAMP, 1985.
3. Kiang, K.D. et alii, "Heat transfer in fast fluidized bed", Fluidization Technology, vol. II, Ed. D.L. Keairns, pp. 471-483, 1976.
4. Kunii, D. and Levenspiel, O., "Fluidization Engineering", Robert E. Krieger Publishing Company Hun-Tington, New York, 1977.
5. Squires, A.M. et alii, "Fluid beds: At last, challenging two entrenched practices", Science-Reprint Series, vol. 230 (4732), pp. 1329-1337, Dec. 1985.
6. Yerushalmi, J. et alii, "The fast fluidized bed", Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev., vol. 15 (1), pp. 47-53, 1976.
7. Li, Y. et alii, "Rapid fluidization", International Chemical Engineering, vol. 21 (4), pp. 670-678, Oct. 1981.
8. Li, Y. et alii, "Hydrodynamic correlations for fast fluidization", in: Fluidization Science and Technology, Conference Papers China-Japan Symposium, Ed: Science Press, Beijing, China, pp. 124-134, 1982.
9. Zenz, F.A., "Regimes of fluidized behaviour", edited by Davidson, J.F. & Harrison, D., Academic Press, New York,

pp. 1-23, 1971.

10. Mickley, H.S. and Trilling, C.A., "Heat transfer characteristics of fluidized bed", Industrial and Engineering Chemistry, vol. 41 (6), pp. 1135-1147, June 1949.
11. Van Heerden, C. et alii, "Studies on fluidization. II- Heat transfer", Chemical Engineering Science, vol. 1, (2), pp. 51-66, Dec. 1951.
12. Levenspiel, O. and Walton, J.S., "Bed-wall heat transfer in fluidized systems", Chem. Eng. Symp. Series, vol. 50 (9), pp. 1-13, 1954.
13. Koble, R.A. et alii, "Heat transfer to fluidized solids", Chemical Engineering, pp. 174-175, Sept. 1951.
14. Wen, C.Y. and Leva, M., "Fluidized bed heat transfer: Generalized dense-phase correlation", AIChE Journal, vol. 2, pp. 482-490, 1956.
15. Wender, L. and Cooper, G.T., "Heat transfer between fluidized-solids beds boundary surfaces - Correlation of data", AIChE Journal, vol. 4 (1), pp. 15-23, Marc. 1958.
16. Dow, W.M. and Jakob, M., "Heat transfer between a vertical tube and a fluidized air-solid mixture", Chemical Engineering Progress, vol. 47, pp. 637-642, 1951.
17. Toomey, R.D. and Johnstone, H.F., "Heat transfer between beds of fluidized solids and the walls of the container", Chem. Eng. Prog. Sym. Ser., vol. 49 (5), pp. 51-60, 1953.

18. Farbar, L. and Morley, M.J., "Heat transfer to flowing gas-solids mixtures in a circular tube", *Industrial and Engineering Chemistry*, vol. 49 (7), pp. 1143-1180, July 1957.
19. Jepson, G. et alii, "Heat transfer from gas to wall in a gas-solids transport line", *Trans. Instn. Chem. Engrs.*, vol. 41, pp. 207-211, 1963.
20. Depew, C.A., "Heat transfer to flowing gas-solids mixtures in a vertical circular duct", Ph.D. Thesis, Univ. of California, Berkeley, California, 1960.
21. Depew, C.A. and Farbar, L., "Heat transfer to pneumatically conveyed glass particles of fixed size", *Journal of heat transfer*, pp. 164-171, May 1963.
22. Depew, C.A. and Kramer, T.J., "Heat transfer to flowing gas-solid mixtures", *Advances in heat transfer*, vol. 9, Academic Press, pp. 113-180, 1973.
23. Babcock and Wilcox Co., "Gas suspension coolant project", AEC Contract AT 2316, Final report BAW-1159, 1959.
24. Wilkinson, G.T. and Norman, J.R., "Heat transfer to a suspension of solids in a gas", *Trans. Instn. Chem. Engrs.*, vol. 45, pp. 314-318, 1967.
25. Sukomel, A.S. et alii, "Experimental investigation of heat transfer with a turbulent flow of air-graphite suspension in tubes of different diameter", *Thermal Engineering*, vol. 18 (10), pp. 87-92, Oct. 1971.

26. Sukomel, A.S. and Kerimov, R.V., "Methods of generalizing experimental data on heat transfer in the case of turbulent flow of a gas suspension in pipes", Soviet Research, vol. 4 (4), pp. 163-168, July/Aug. 1972.
27. Sukomel, A.S. et alii, "A study of local heat transfer from a tube wall to a turbulent flow of a gas bearing suspended solid particles", Thermal Engineering, vol. 14 (2), pp. 77-80, Feb. 1967.
28. Boothroyd, R.G., "Heat transfer in a gas borne suspension of fine particles in turbulent duct flow", Applied Science Research, vol. 21, pp. 99-112, Sept. 1969.
29. Boothroyd, R.G., "Heat transfer in flowing gaseous suspensions", Chemical and Process Engineering, pp. 108-114, Oct. 1969.
30. Boothroyd, R.G. and Haque, H., "Fully developed heat transfer to a gaseous suspension of particles flowing turbulently in ducts of different size", J. Mechanical Eng. Science, vol. 12 (3), pp. 191-200, 1970.
31. Boothroyd, R.G. and Haque, H., "Experimental investigation of heat transfer in the entrance region of a heated duct conveying fine particles", Trans. Instn. Chem. Engrs., vol. 48, pp. 190-119, 1970.
32. Matsumoto, S. et alii, "Heat transfer to vertical gas-solid suspension flows", Journal of Chemical Engineering of Japan, vol. 11 (2), pp. 89-95, 1978.

33. Tien, C.L., "Heat transfer by a turbulently flowing fluid-solids mixture in a pipe", Journal of heat transfer, pp. 183-188, May 1961.
34. Danziger, W.J., "Heat transfer to fluidized gas-solids mixtures in vertical transport", Ind. Eng. Chem. Process Develop., vol. 2 (4), Oct. 1963.
35. Gorbis, Z.R. and Bakhtiozin, R.A., Sov. J. At. Energy, vol. 12, pp. 402, 1962.
36. Zenz, F.A., "Wall-to-fluid heat transfer in flow of particle-gas suspensions through pipes", Repot SA-15, Feb. 1973.
37. Sadek, S.E., "Heat transfer to air-solids suspensions in turbulent flow", Ind. Eng. Chem. Process Des. Develop., vol. 11 (1), pp. 133-135, 1972.
38. Botterill, J.S.M., "Heat transfer to gas fluidized beds", British Chemical Engineering, vol. 11 (2), Feb. 1966.
39. Botterill, J.S.M. and Williams, J.R., "The mechanism of heat transfer in fluidized beds", Inst. Chem. Engrs., vol. 41, pp. 217-230, 1963.
40. Mickley, H.S. and Fairbanks, D.F., "Mechanism of heat transfer to fluidized beds", AIChE Journal, vol. 1, pp. 374-380, 1955.
41. Mickley, H.S. et alii, "The relation between the transfer coefficient and thermal fluctuations in fluidized-bed heat transfer", Chemical Engineering Progress Symposium Series, vol. 57 (32), pp. 51-60, 1961.

42. Yoshida, K., Kunii, D. and Levenspiel, O., "Heat transfer mechanisms between wall surface and fluidized bed", Intern. J. Heat & Mass Transfer, vol. 12, pp. 529, 1975.
43. Kubie, J. and Broughton, J., "A model of heat transfer in gas fluidized beds", Journal Heat and Mass Transfer, vol. 18, pp. 289-299, 1975.
44. Gabor, J.D., "Wall to bed heat transfer in fluidized and packed beds", Chem. Eng. Progr. Symp. Series. vol. 66, pp. 66-75, 1970.
45. Gabor, J.D., "Heat transfer to particle beds with gas flow less than or equal that required for incipient fluidization", Chem. Eng. Sci., vol. 25, pp. 979, 1970.
46. Botterill, J.S.M. et alii, "The effects of the solids thermal properties on the rate of heat transfer to gas-fluidized beds", Proceedings of the International Symposium on Fluidization, Amsterdam, 1967.
47. Ziegler, E.N. et alii, "Effects of solid thermal properties on heat transfer to gas fluidized beds", Ind. & Engr. Chem. Fund., vol. 3, pp. 324, 1964.
48. Gēnetti, W.E. and Knudsen, J.G., Inst. of Chem. Engrs. Symp. Series, vol. 30, pp. 147, 1968.
49. Ruckenstein, E. and Schorr, V., "The Levenspiel-Walton model for heat transfer between a fluidized bed and a wall", Acad. Rep. Populaire Romine, Studii Cercetari Energet., vol. 8 (1), pp. 7, 1958.

50. Kazantsev, E.I., "Industrial furnaces", Mir Publishers, Moscow, 1977.
51. Yuan, T., "Solid-liquid suspension flow in horizontal pipes", Ph.D. Thesis Syracuse University, 1972.
52. Concha, F. and Almendra, E.R., "Settling velocities of particulate systems: I-Settling velocities of individual spherical particles", Int. J. Mineral Processing, vol. 5, pp. 349, 1979.
53. Eisermann, W. et alii., "Estimating thermodynamic properties of coal char and ash", Fuel Processing Technology, vol. 3, pp. 39-53, 1980.
54. Massarani, G., "Correlações para a dinâmica de partículas isométricas", Anais do XIII ENEMP, São Paulo, SP., 1985.
55. Pettyjohn, E.S. and Christiansen, E.B., "Effect of particle shape on free-settling rates of isometric particles", Chemical Engineering Progress, vol. 44, pp. 156, 1948.
56. Spink, L.K., "Principles and Practice of flow meter engineering", Ninth Edition, The Foxboro Company, 1977.
57. Yang, W.C., "Correlations for solid friction factors in vertical and horizontal pneumatic conveyings", AIChE Journal, vol. 20 (3), pp. 605-607, May 1974.
58. Kim, J.M. and Seader, J.D., "Heat transfer to gas-solid suspensions flowing cocurrently downward in a circular tube", AIChE Journal, vol. 29 (2), pp. 306-311, Mar. 1983.

59. Biscaia, E.C. Jr. et alii., "Estimação de parâmetros e discriminação de modelos - Regressão não linear", monografia, COPPE, 1985.